



TUGAS AKHIR - RE 184804

**PERENCANAAN UNIT *UPFLOW ANAEROBIC
SLUDGE BLANKET* (UASB) PADA IPAL EKSISTING
INDUSTRI KELAPA SAWIT DI RIAU**

JULIA AGATHA MARBUN
03211540000078

Dosen Pembimbing:
Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

DEPARTEMEN TEKNIK LINGKUNGAN
Fakultas Teknik Sipil, Lingkungan, dan Kebumihan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2019



TUGAS AKHIR - RE 184804

**PERENCANAAN UNIT *UPFLOW ANAEROBIC
SLUDGE BLANKET* (UASB) PADA IPAL
EKSISTING INDUSTRI KELAPA SAWIT DI
RIAU**

**JULIA AGATHA MARBUN
03211540000078**

**Dosen Pembimbing:
Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc**

**DEPARTEMEN TEKNIK LINGKUNGAN
Fakultas Teknik Sipil, Lingkungan, dan Kebumihan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2019**



FINAL PROJECT - RE 184804

**DESIGN OF UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE
BLANKET (UASB) FOR EXISTING PALM OIL
WASTE WATER TREATMENT PLANT IN RIAU**

JULIA AGATHA MARBUN
03211540000078

SUPERVISOR:
Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

DEPARTEMENT OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING
Faculty of Civil Engineering, Environmental, and Earth
Institute of Technology Sepuluh Nopember
Surabaya 2019

LEMBAR PENGESAHAN

**PERENCANAAN UNIT *UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE
BLANKET* (UASB) PADA IPAL EKSISTING INDUSTRI
KELAPA SAWIT DI RIAU**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Lingkungan
Fakultas Teknik Sipil, Lingkungan, dan Kebumihan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

JULIA AGATHA MARBUN
Nrp. 03211540000078

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :



Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc
NIP. 19590811 198701 1 001



Perencanaan Unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) pada IPAL Eksisting Industri Kelapa Sawit di Riau

Nama Mahasiswa	: Julia Agatha Marbun
NRP	: 03211540000078
Departemen	: Teknik Lingkungan FTSLK ITS
Dosen Pembimbing	: Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

ABSTRAK

Pabrik Kelapa Sawit (PKS) yang berlokasi di Riau sudah mempunyai IPAL yang terdiri dari delapan kolam. Pada proses di kolam anaerob, biogas (gas metan) yang dihasilkan langsung dilepas ke udara bebas. Hal ini menyebabkan diperlukan perencanaan unit bioreaktor anaerob. Tujuan dari perencanaan ini adalah untuk mengkaji alternatif pengolahan air limbah industri kelapa sawit yang akan dipilih, membuat DED (*Detail Engineering Design*) Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) dengan unit bioreaktor anaerob, dan mengetahui kelayakan ekonomi dan investasi pemanfaatan teknologi bioreaktor anaerob dalam mengolah limbah sawit menjadi biogas. Biogas yang dihasilkan tersebut dapat digunakan sebagai substitusi energi untuk proses pengolahan di pabrik.

Desain ini diawali dengan mengumpulkan data primer dan sekunder. Data primer berupa data karakteristik air limbah yang meliputi suhu, pH, BOD₅, COD, N Total, PO₄, TS, TSS, TDS, VS dan C/N Ratio. Data sekunder berupa debit air limbah per hari dan layout IPAL eksisting di PKS Riau. Kemudian dilakukan pengkajian alternatif IPAL terpilih. Berdasarkan hasil pengkajian, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) lebih unggul dibandingkan *Anaerobic Filter* dan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR). Sehingga unit IPAL yang akan digunakan adalah *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor.

Unit yang terpilih, yaitu *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor selanjutnya dilakukan pengolahan data dengan cara perhitungan dimensi unit yang mengacu pada kriteria desain

unit IPAL yang akan dibandingkan dari segi efisiensi penyisihan dan luas lahan yang dibutuhkan. Selain itu, pemanfaatan biogas juga dilakukan dan pengolahan lumpur yang dihasilkan dari UASB reaktor.

Kata Kunci : anaerobik, biogas, energi, POME, UASB reaktor.

Design of Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) for Existing Palm Oil Waste Water Treatment Plant in Riau

Name	: Julia Agatha Marbun
NRP	: 03211540000078
Study Programme	: Environmental Engineering
Supervisor	: Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

ABSTRACT

Palm Oil Mill located in Riau already has a Waste Water Treatment Plant (WWTP) consisting of eight ponds. In the process of anaerobic ponds, the biogas (methane gas) produced is immediately released into the air. Therefore it is necessary to build anaerobic bioreactor unit. The purpose of this plan is to examine the alternative processing of waste water from the palm oil industry to be selected, make DED (Detail Engineering Design) Waste Water Treatment Plant (WWTP) with anaerobic bioreactor unit, and determine the economic feasibility and investment in the use of anaerobic bioreactor technology in processing palm oil waste into biogas. The biogas produced can be used as a substitute for energy in processing reaction at the factory.

This design begins with collecting primary and secondary data. The primary data in the form of the wastewater characteristics data includes temperature, pH, BOD5, COD, N Total, PO4, TS, TSS, TDS, VS and C / N Ratio. The secondary data in the form of waste water discharge per day and layout of existing WWTP in PKS Riau. Then the alternative WWTP is selected. Based on the results of the assessment, Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) is more eminent than Anaerobic Filter and Anaerobic Baffled Reactor (ABR). As of, the WWTP unit that will be use is the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor.

The data calculation which refer to the WWTP unit design criteria by counting the dimensional unit next will proceed to the selected unit, the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor, which then will be compared in terms of the efficiency of

the allowance and the area needed. In addition, biogas utilization and sludge treatment were produced from the reactor UASB.

Keywords : anaerobic, biogas, energy, POME, UASB reactor.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur saya panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya maka saya dapat menyelesaikan tugas akhir dengan judul “Perencanaan Unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) pada IPAL Eksisting Industri Kelapa Sawit di Riau” ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan.

Penyusunan Tugas Akhir ini tidak lepas dari peran serta dan bimbingan dari berbagai pihak. Penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan, arahan, dan saran kepada penulis selama kegiatan penyusunan laporan Tugas Akhir.
2. Bapak Ir. Bowo Djoko Marsono, M.Eng, Bapak Dr. Eng. Arie Dipareza Syafei, S.T., MEPM, Ibu Bieby Voijant Tangahu, S.T., M.T., Ph.D, Ibu Ipung Fitri Purwanti, S.T., M.T., Ph.D, dan Bapak Ir. Eddy Setiadi Soedjono, Dipl. S.E, M.Sc., Ph.D selaku dosen pengarah.
3. Orang tua dan adik penulis, yaitu Papa, Mama, Ega dan Io yang telah memberikan doa, motivasi, maupun materi sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini.
4. Bapak Arwediedy Gultom dan Bapak Purwanto dari pihak Pabrik Kelapa Sawit yang telah membantu dalam hal perizinan dan pengambilan data terkait perencanaan Tugas Akhir.
5. Teman-teman Teknik Lingkungan angkatan 2015 atas semangat dan kerja samanya.

Dengan selesainya Tugas Akhir ini tentunya masih ada kekurangan. Untuk itu penulis berharap adanya kritik dan sarannya. Semoga Tugas Akhir ini dapat berguna dan bermanfaat bagi pembaca.

Surabaya, Januari 2019

Penulis

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR ISI

ABSTRAK.....	i
ABSTRACT	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Tujuan	2
1.4 Ruang Lingkup	3
1.5 Manfaat	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 Pengolahan Limbah PKS Riau.....	5
2.2 Gambaran Umum Industri Kelapa Sawit	13
2.3 Karakteristik Limbah Cair Industri Kelapa Sawit.....	14
2.4 Proses Pengolahan Limbah Cair Industri Kelapa Sawit	18
2.4.1 Pengolahan Biologis.....	20
2.4.2 Pengolahan Anaerobik	21
2.5 Teknologi Pengolahan Anaerobik	25
2.5.1 <i>Continual Stirred Tank Reactor</i> (CSTR)	25
2.5.2 <i>Lagoon Covered</i>	26
2.5.3 Filter Anaerobik.....	26
2.5.4 <i>Fluidized and Expanded Beds</i>	27

2.5.5	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)</i>	27
2.5.6	Expanded Granular Sludge Bed (EGSB).....	28
2.5.7	<i>Anaerobic Baffled Reactor (ABR)</i>	29
2.6	Desain Bioreaktor Anaerob	29
2.6.1	Suhu	30
2.6.2	pH dan Sistem Buffer (Alkalinitas)	30
2.6.3	<i>Gas Solubility</i>	31
2.6.4	Pencampuran	32
2.6.5	Nutrisi	32
2.6.6	Toksisitas.....	32
BAB III METODE PERENCANAAN.....		35
3.1	<i>Preface/Umum</i>	35
3.2	Kerangka Perencanaan Tugas Akhir.....	35
3.2.1	Judul Tugas Akhir	38
3.2.2	Tinjauan Pustaka	38
3.2.3	Pengumpulan Data	38
3.2.4	Pengolahan Data	38
3.2.5	Hasil dan Pembahasan.....	39
3.2.6	Kesimpulan dan Saran	39
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		41
4.1	Karakteristik Air Limbah PKS di Riau	41
4.2	Alternatif Unit IPAL	48
4.3	Perhitungan Debit Air Limbah PKS	54
4.4	Perhitungan Detail Engineering Design (DED) <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)</i>	56
4.4.1	Perhitungan Dimensi	56
4.4.2	Sistem Influen.....	60
4.4.3	Dimensi Penangkap Gas	61

4.5	Perhitungan Pompa	61
4.6	Perhitungan Unit Pengolah Lumpur	63
4.7	<i>Gas Holder</i>	67
4.8	<i>Mass Balance</i>	68
4.8.1	<i>Mass Balance</i> UASB Reaktor	68
4.8.2	<i>Mass Balance Asidification Pond</i>	70
4.8.3	<i>Mass Balance Primary Anaerobic Pond I</i>	72
4.8.4	<i>Mass Balance Primary Anaerobic Pond II</i>	74
4.8.5	<i>Mass Balance Secondary Anaerobic Pond</i>	76
4.9	Perhitungan Pengurangan Biogas yang Lepas ke Udara Bebas	82
4.10	Potensi Energi Listrik yang Dihasilkan dari Biogas	85
4.11	Profil Hidrolis	86
4.12	BOQ dan RAB	107
4.13	Analisis Kelayakan Ekonomi dan Investasi.....	122
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		127
5.1	Kesimpulan.....	127
5.2	Saran	127
DAFTAR PUSTAKA		129
LAMPIRAN I		135
LAMPIRAN II		137
LAMPIRAN III		139
LAMPIRAN IV		141
LAMPIRAN V		149
LAMPIRAN VI.....		155
BIOGRAFI PENULIS		157

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Debit Air Limbah Per Hari	5
Tabel 2. 2 Komposisi Biogas	15
Tabel 2. 3 Karakteristik LCPKS Mentah (Raw Effluent)	16
Tabel 2. 4 Jenis Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit dan Kandungan Komposisi nutrisinya	17
Tabel 2. 5 Kelebihan dan Kekurangan Filter Anaerobik	26
Tabel 2. 6 Kelebihan dan Kekurangan <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (UASB)	28
Tabel 2. 7 Kriteria Desain Sistem IPAL Direncanakan	33
Tabel 4. 1 Karakteristik Air Limbah Cooling Pond 1	41
Tabel 4. 2 Karakteristik Air Limbah Kolam 1 (Cooling Pond 2) ...	42
Tabel 4. 3 Karakteristik Air Limbah Kolam 2 (Asidification Pond)	42
Tabel 4. 4 Karakteristik Air Limbah Kolam 3 (Primary Anaerobic Pond)	43
Tabel 4. 5 Karakteristik Air Limbah Kolam 4 (Secondary Anaerobic Pond)	44
Tabel 4. 6 Karakteristik Air Limbah Kolam 5 (Asidification Pond)	44
Tabel 4. 7 Karakteristik Air Limbah Kolam 6 (Primary Anaerobic Pond)	45
Tabel 4. 8 Karakteristik Air Limbah Kolam 7 (Primary Anaerobic Pond)	46
Tabel 4. 9 Karakteristik Air Limbah Kolam 8 (Primary Anaerobic Pond)	47
Tabel 4. 10 Baku Mutu Air Limbah Pabrik Kelapa Sawit Menurut Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003	47
Tabel 4. 11 Hasil Perbandingan	48
Tabel 4. 12 Baku Mutu Air Limbah Pabrik Kelapa Sawit Menurut Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2014	48
Tabel 4. 13 Matriks Perbandingan Anaerobic Filter, Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB), dan Anaerobic Baffled Reactor (ABR)	49

Tabel 4. 14 Matriks Kriteria Desain Anaerobic Filter, Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB), dan Anaerobic Baffled Reactor (ABR).....	51
Tabel 4. 15 Debit Air Limbah PKS	54
Tabel 4. 16 Karakteristik Air Limbah pada Asidification Pond (Kolam 2) dan Primary Anaerobic Pond (Kolam 3).....	71
Tabel 4. 17 Karakteristik Air Limbah pada Primary Anaerobic Pond (Kolam 3) dan Primary Anaerobic Pond (Kolam 8).....	73
Tabel 4. 18 Karakteristik Air Limbah pada Primary Anaerobic Pond (Kolam 8) dan Secondary Anaerobic Pond (Kolam 4).....	76
Tabel 4. 19 Baku Mutu Air Limbah Industri Kelapa Sawit.....	82
Tabel 4. 20 Perbandingan Effluen Air Limbah Dengan Baku Mutu	82
Tabel 4. 21 Bill of Quantity (BOQ)	107
Tabel 4. 22 Rencana Anggaran Biaya.....	119
Tabel 4. 23 Biaya Listrik Konvensional Dalam Produksi.....	123
Tabel 4. 24 Biaya Listrik dengan UASB.....	123
Tabel 4. 25 Net Present Value (NPV) Antara Listrik Konvensional dan dengan UASB	124
Tabel 4. 26 Perhitungan Payback Period	126

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Layout IPAL PKS di Riau.....	6
Gambar 2. 2 Kolam IPAL Nomor 1 (<i>Cooling Pond 2</i>).....	7
Gambar 2. 3 Kolam IPAL Nomor 2 (<i>Asidification Pond</i>).....	7
Gambar 2. 4 Kolam IPAL Nomor 3 (<i>Asidification Pond</i>).....	8
Gambar 2. 5 Kolam IPAL Nomor 4 (<i>Primary Anaerobic Pond</i>).....	8
Gambar 2. 6 Kolam IPAL Nomor 5 (<i>Primary Anaerobic Pond</i>).....	9
Gambar 2. 7 Kolam IPAL Nomor 6 (<i>Primary Anaerobic Pond</i>)...	10
Gambar 2. 8 Kolam IPAL Nomor 7 (<i>Primary Anaerobic Pond</i>)...	10
Gambar 2. 9 Kolam IPAL Nomor 8 (<i>Secondary Anaerobic Pond</i>).....	11
Gambar 2. 10 Diagram Alir IPAL Eksisting.....	12
Gambar 2. 11 Skema Pengolahan Pabrik Kelapa Sawit	20
Gambar 2. 12 Perbedaan Proses Anaerobik dengan Proses Aerobik	21
Gambar 2. 13 Proses Pengolahan Anaerobik	24
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kerangka Perencanaan Tugas Akhir	37
Gambar 4. 1 Alternatif IPAL Terpilih.....	52
Gambar 4. 2 Debit Air Limbah	56
Gambar 4. 3 Mass Balance UASB Reaktor.....	70
Gambar 4. 4 Skema Mass Balance IPAL Pabrik Kelapa Sawit ..	80
Gambar 4. 5 Diagram Alir IPAL	81
Gambar 4. 6 Layout IPAL Eksisting Pabrik Kelapa Sawit.....	89
Gambar 4. 7 Layout Rencana Pengembangan IPAL Pabrik Kelapa Sawi	91
Gambar 4. 8 Layout Rencana Pengembangan UASB Reaktor di Pabrik Kelapa Sawit	93
Gambar 4. 9 <i>Denah UASB Reaktor</i>	95
Gambar 4. 10 Potongan A - A UASB Reaktor	97
Gambar 4. 11 Potongan B - B UASB Reaktor	99
Gambar 4. 12 Denah Belt Filter Press.....	101
Gambar 4. 13 Tampak Samping Gas Holder	103
Gambar 4. 14 Profil Hidrolis UASB.....	105

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini, Indonesia merupakan produsen dan eksportir minyak sawit yang terbesar di seluruh dunia (Ewaldo, 2015). Semakin banyaknya proses pengolahan minyak kelapa sawit menyebabkan jumlah limbah yang dihasilkan menjadi semakin meningkat juga. Limbah yang keluar dari Pabrik Kelapa Sawit (PKS) berbentuk padatan, gas, dan cair. Limbah yang keluar dari Pabrik Kelapa Sawit (PKS) sebenarnya belum bisa dikatakan 100% sebagai limbah, lebih tepat dikatakan produk samping atau *side product*. Limbah yang menjadi perhatian di PKS adalah limbah cair atau yang lebih dikenal dengan POME (*Palm Oil Mill Effluent*). POME adalah air buangan yang dihasilkan oleh pabrik kelapa sawit yang berasal dari kondensat rebusan, air hidrosiklon, dan *sludge separator*. Limbah cair dari hasil pengolahan minyak kelapa sawit mempunyai kandungan organik cukup tinggi (Mara dkk., 2017). Jumlah limbah cair PKS berkisar antara 600 - 800 liter per ton Tandan Buah Segar (TBS), yang mengandung senyawa organik dan anorganik (Soetrisno, 2008).

Pabrik Kelapa Sawit (PKS) ini sudah mempunyai IPAL yang terdiri dari delapan kolam. Kolam-kolam tersebut terdiri dari 2 buah kolam pendingin (*cooling pond*), 2 buah *acidification pond*, 4 buah *primary anaerobic pond* dan *secondary anaerobic pond*. Akan tetapi, pada proses di kolam anaerob, biogas (gas metan) langsung dilepas ke udara bebas. Kontribusi terbesar emisi gas rumah kaca pada pabrik minyak kelapa sawit berasal dari kolam pengolahan limbah anaerobik. Pemanfaatan biogas pada pabrik minyak kelapa sawit mengakibatkan emisi gas rumah kaca berkurang secara signifikan. Biogas (gas metan) tersebut dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi (Soetrisno, 2008). Biogas adalah zat organik sebagai hasil pengolahan atau degradasi biomassa oleh konsorsium bakteri dalam kondisi bebas oksigen/udara atau lebih dikenal dengan *anaerobic digestion*. Potensi biogas yang dihasilkan dari 600 - 700 kg limbah cair PMKS (Pabrik Minyak Kelapa Sawit) dapat diproduksi sekitar 20 m³

biogas dan setiap m^3 gas metan dapat diubah menjadi energi sebesar 4.700 – 6.000 kkal atau 20 – 24 MJ (Hermanto dkk., 2015).

Salah satu cara pengolahan limbah cair pabrik minyak kelapa sawit yang lebih ramah lingkungan adalah pengolahan anaerobik dalam tangki tertutup atau bioreaktor. Pada perencanaan kali ini, akan direncanakan bioreaktor anaerob untuk mengolah limbah kelapa sawit menjadi biogas. Pengolahan limbah PKS dilakukan secara anaerobik karena kandungan bahan organik seperti BOD dan COD yang dihasilkan sangat tinggi. Penanganan limbah cair industri secara anaerob memiliki kelebihan antara lain tidak membutuhkan biaya untuk aerasi, lumpur yang dihasilkan relatif sedikit dan menghasilkan gas metan yang dapat digunakan sebagai sumber energi di industri yang dapat digunakan untuk pemanasan, pembakaran dan lain sebagainya (Ahmad dkk., 2000). Bioreaktor anaerob adalah bentuk digester anaerobik yang banyak digunakan untuk mengolah berbagai jenis limbah cair industri. Pengolahan menggunakan bioreaktor anaerob memiliki kelebihan yaitu tidak membutuhkan lahan yang luas seperti *lagoon* atau kolam anaerobik terbuka (Nugrahini dkk., 2013). Berdasarkan kelebihan tersebut, perencanaan ini akan menggunakan bioreaktor anaerob sebagai alternatif untuk pengolahan limbah cair yang dihasilkan oleh Pabrik Kelapa Sawit (PKS) menjadi biogas.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah perencanaan ini antara lain:

1. Bagaimana alternatif pengolahan air limbah industri kelapa sawit?
2. Bagaimana bioreaktor anaerob dapat dipergunakan untuk pengolahan air limbah sawit menjadi biogas?
3. Bagaimana tingkat kelayakan ekonomi pemanfaatan teknologi bioreaktor anaerob untuk pengolahan limbah sawit menjadi biogas?

1.3 Tujuan

Tujuan perencanaan ini adalah:

1. Mengkaji alternatif pengolahan air limbah industri kelapa sawit.
2. Membuat *Detail Engineering Design* (DED) Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) dengan unit bioreaktor anaerob.
3. Mengkaji nilai ekonomi pemanfaatan biogas hasil pengolahan dari bioreaktor anaerob.

1.4 Ruang Lingkup

Ruang lingkup perencanaan ini antara lain:

1. Perhitungan debit air limbah yang dihasilkan oleh Pabrik Kelapa Sawit (PKS) di Riau.
2. Karakteristik air limbah didapatkan dari data primer.
3. Perencanaan *Detail Engineering Design* (DED), meliputi:
 - a. Perhitungan dimensi IPAL.
 - b. Gambar IPAL.
 - c. BOQ dan RAB unit IPAL.
4. Analisis kelayakan ekonomi dan investasi.

1.5 Manfaat

Manfaat perencanaan ini adalah memberikan alternatif desain unit bioreaktor anaerob untuk mengolah limbah PKS menjadi biogas.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Pengolahan Limbah PKS Riau

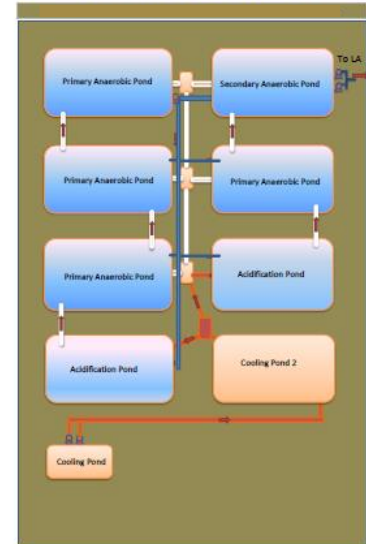
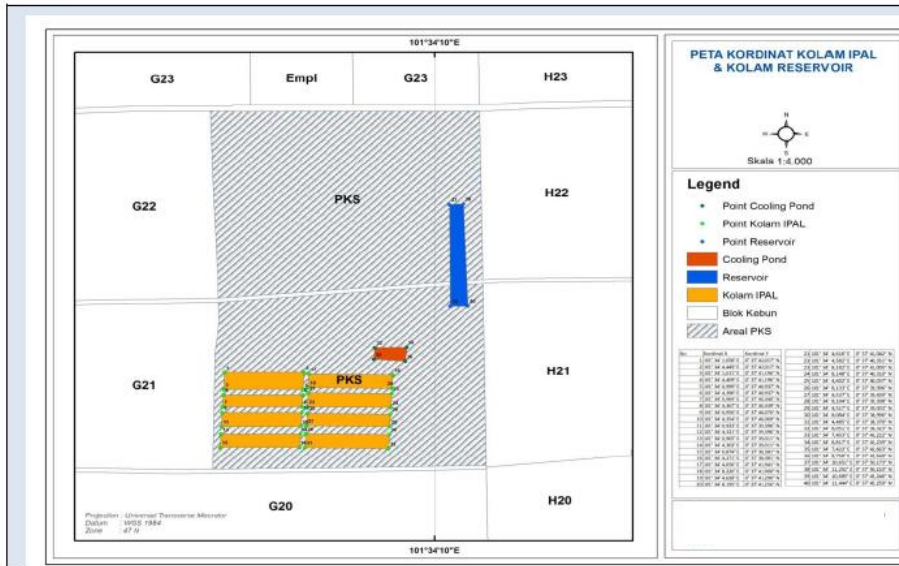
Pabrik Kelapa Sawit pada perencanaan ini terletak di Provinsi Riau. Pada tahun 2018, PKS ini mempunyai kapasitas (*budget*) sebesar 45,6 TPH (Ton *Per Hour*) dengan debit air limbah yang dihasilkan setiap harinya dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2. 1 Debit Air Limbah Per Hari

Bulan (2018)	Debit (m ³ /hari)
Januari	389,146
Februari	378,364
Maret	367,506
April	348,717
Mei	330,470

Sumber : Pabrik Kelapa Sawit (PKS) Riau

Dalam pengolahan LCPKS (Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit) di Pabrik Kelapa Sawit (PKS) pada perencanaan ini, metode yang diterapkan adalah metode pengolahan biologis dengan sistem yang terdiri dari delapan kolam dengan menggunakan bakteri untuk mendapatkan standart kualitas air limbah sehingga dapat diaplikasikan ke areal *Land Application* (LA) kebun dengan $3000 < \text{BOD} < 5000$. Kolam-kolam tersebut terdiri dari 2 buah kolam pendingin (*cooling pond*), 2 buah *acidification pond*, 4 buah *primary anaerobic pond* dan *secondary anaerobic pond*. Delapan kolam tersebut memiliki ukuran panjang sebesar 100 m, lebar 20 m, kedalaman 5 m, dan volume 10.000 m³. Layout IPAL PKS di Riau ini dapat dilihat pada Gambar 2.1 sedangkan gambar delapan kolam IPAL tersebut dapat dilihat pada Gambar 2.2 – Gambar 2.8. Untuk saat ini, PKS ini belum mempunyai pengelolaan biogas



Gambar 2. 1 *Layout* IPAL PKS di Riau

Sumber : Pabrik Kelapa Sawit (PKS) Riau



Gambar 2. 2 Kolam IPAL Nomor 1 (*Cooling Pond 2*)
Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 3 Kolam IPAL Nomor 2 (*Asidification Pond*)
Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 4 Kolam IPAL Nomor 3 (*Asidification Pond*)

Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 5 Kolam IPAL Nomor 4 (*Primary Anaerobic Pond*)

Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 6 Kolam IPAL Nomor 5 (*Primary Anaerobic Pond*)

Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 7 Kolam IPAL Nomor 6 (*Primary Anaerobic Pond*)
Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m

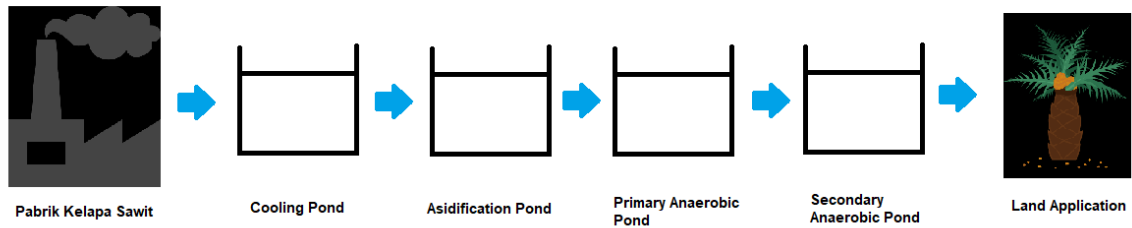


Gambar 2. 8 Kolam IPAL Nomor 7 (*Primary Anaerobic Pond*)
Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 9 Kolam IPAL Nomor 8 (*Secondary Anaerobic Pond*)

Dimensi: panjang 100 m, lebar 20 m, dan kedalaman 5 m



Gambar 2. 10 Diagram Alir IPAL Eksisting

2.2 Gambaran Umum Industri Kelapa Sawit

Industri kelapa sawit merupakan salah satu industri strategis di sektor pertanian (*agro-based industry*) dan perkebunan yang banyak berkembang di negara tropis seperti Indonesia (Ewaldo, 2015). Kelapa sawit (*Elaeis guineensis* Jacq.) merupakan komoditas perkebunan yang memegang peranan penting bagi perekonomian Indonesia sebagai salah satu penyumbang devisa non-migas yang cukup besar (Lubis, 1992). Kelapa sawit menghasilkan produk olahan dengan berbagai manfaat. Produk minyak kelapa sawit tersebut digunakan untuk industri penghasil minyak goreng, minyak industri, bahan bakar, industri kosmetik dan farmasi.

Luas perkebunan kelapa sawit di Indonesia pada tahun 2007 yaitu seluas 4101,7 ha dan terjadi peningkatan yang cukup besar pada tahun 2015 yaitu menjadi 6725,3 ha (Badan Pusat Statistik, 2017). Luas perkebunan kelapa sawit yang besar menyebabkan volume ekspor yang tinggi pula. Hal tersebut dikarenakan permintaan dunia akan minyak sawit terus meningkat sehingga pasaran ekspornya selalu terbuka lebar dan dapat menghasilkan keuntungan yang besar. Lahan yang paling baik untuk kelapa sawit harus mengacu pada tiga faktor, yaitu lingkungan, sifat fisik lahan, dan sifat kimia tanah atau kesuburan tanah (Haryanti dkk., 2014).

Pertambahan dan peningkatan lahan kelapa sawit diiringi pertambahan jumlah industri pengolahannya, mengakibatkan jumlah limbah yang dihasilkan juga semakin banyak. Dampak negatif limbah yang dihasilkan dari suatu industri menuntut pabrik agar dapat mengolah limbah dengan cara yang baik. Pemanfaatan limbah menjadi bahan-bahan yang mempunyai nilai ekonomi yang tinggi serta menguntungkan dilakukan untuk mengurangi dampak negatif bagi lingkungan dan mewujudkan industri yang berwawasan lingkungan. Limbah cair pabrik kelapa sawit (LCPKS) yang dikenal dengan istilah POME (*Palm Oil Mill Effluent*) mengandung bahan organik yang berpotensi menghasilkan biogas. Mengubah emisi POME menjadi biogas untuk pembakaran dapat menghasilkan energi, serta secara signifikan dapat mengurangi dampak perubahan iklim dari produksi minyak kelapa sawit (Rahayu *et al.*, 2015).

Sebuah Pabrik Kelapa Sawit (PKS) yang dibangun dengan kapasitas 60 ton/jam dan waktu operasional 20 jam akan menghasilkan $1.200 \text{ ton} \times 67 \% = 804 \text{ ton}$ limbah cair dan $1.200 \text{ ton} \times 25 \% = 300 \text{ ton}$ limbah padat. Dalam waktu 1 tahun, rata-rata PKS dengan kapasitas olah 60 ton TBS/jam dapat menghasilkan Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit (LCPKS) $804 \text{ ton} \times 25 \times 12 = 241.200 \text{ ton}$ dan limbah padat $300 \text{ ton} \times 25 \times 12 = 90.000 \text{ ton}$. Dari limbah yang dihasilkan dalam jumlah yang besar ini, PKS harus memiliki kemampuan mengelola limbah agar tidak menimbulkan dampak negatif bagi masyarakat dan lingkungan (Loekito, 2007).

2.3 Karakteristik Limbah Cair Industri Kelapa Sawit

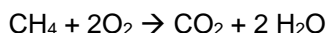
Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit (LCPKS) yang dikenal dengan istilah POME (*Palm Oil Mill Effluent*) menghasilkan limbah cair yang mengandung bahan organik yang tinggi, sehingga LCPKS harus diolah atau dimanfaatkan sebagai pupuk. Karakteristik LCPKS (Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit) secara umum disajikan pada Tabel 2.3. Nutrisi dalam LCPKS untuk substitusi pupuk anorganik terdapat pada Tabel 2.4. Komposisi kimia yang terkandung dalam LCPKS sangat bervariasi tergantung dengan jenis limbahnya (Loekito, 2002).

POME yang mentah atau yang sudah diolah sebagian memiliki kandungan bahan organik terdegradasi yang sangat tinggi dan tidak adanya bahan kimia yang ditambahkan selama proses ekstraksi minyak. Hal mengakibatkan POME dianggap tidak beracun, tetapi diidentifikasi sebagai sumber utama polusi akuatik dengan menghabiskan oksigen terlarut saat tidak diolah dan dibuang ke badan air. POME juga mengandung sejumlah besar N, P, K, Mg dan Ca, yang merupakan elemen nutrisi yang penting untuk pertumbuhan tanaman.

Limbah pabrik kelapa sawit (POME) dapat terurai tanpa adanya oksigen dan membentuk biogas secara alami. Biogas terbentuk pada saat mikroorganisme, terutama bakteri, mendegradasi bahan organik tanpa adanya oksigen. Biogas terdiri dari 50% - 75% metana (CH_4), 25% - 45% karbon dioksida (CO_2) dan sejumlah kecil gas lainnya. Gas ini merupakan kontributor perubahan iklim global yang tidak diinginkan dan berpotensi

bahaya. POME (*Palm Oil Mill Effluent*) mengandung sejumlah besar nitrogen, fosfat, potassium, magnesium, dan kalsium (Rahayu *et al.*, 2015). Potensi produksi biogas dari suatu limbah cair yang dihasilkan oleh pabrik dengan kapasitas 60 ton/jam tersebut kurang lebih sebesar 216.000 m³/tahun, dengan total kandungan COD yang dihasilkan 10.800 ton/tahun, produksi dari LCPKS tersebut menghasilkan CH₄ 2.657 ton/tahun atau produksi biogas sebesar 6.726.318 m³/tahun atau setara energi yang dihasilkan sebesar 133.398.934 MJ/tahun atau menghasilkan listrik sebesar 37.039 MWh/tahun (Supriyanto, 2016). Komposisi biogas dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Secara teoritis, pembentukan gas metan adalah sebagai berikut:



1 mol metan = 2 mol O₂

1 mol metan = 64 gr COD

Pada keadaan temperature dan tekanan standar (0°C dan 1 atm) volume dari 1 mol gas adalah 22,4 L.

22,4 L CH₄ = 64 gr COD

0,35 L CH₄ = 1 gr COD terdegradasi

Untuk temperatur yang lebih tinggi (0°C dan 1 atm) 0,395 L CH₄ yang terproduksi untuk per 1 gr COD terdegradasi (Indriyati, 2004).

Tabel 2. 2 Komposisi Biogas

Elements	Formula	Konsentrasi (Vol.%)
Metana	CH ₄	50-75
Karbon dioksida	CO ₂	25-45
Uap air	H ₂ O	2-7
Oksigen	O ₂	<2
Nitrogen	N ₂	<2

Elements	Formula	Konsentrasi (Vol.%)
Hidrogen	H ₂ S	<2
Ammonia	NH ₃	<1
Hidrogen	H ₂	<1

Sumber : Rahayu *et al.*, 2015

Tabel 2. 3 Karakteristik LCPKS Mentah (*Raw Effluent*)

No.	Parameter	Satuan	Nilai
1.	pH	-	4.0 - 6.0
2.	Suhu	°C	60 - 80
3.	Total Padatan	mg/L	30,000 – 70,000
4.	Total Padatan Tersuspensi	mg/L	15,000 – 40,000
5.	Total Padatan Terlarut	mg/L	15,000 – 30,000
6.	BOD	mg/L	20,000 – 60,000
7.	COD	mg/L	40,000 – 120,000
8.	Minyak dan lemak	mg/L	6,500 – 15,000
9.	Total N	mg/L	500 – 900
10.	Total P	mg/L	90 – 140
11.	Total K	mg/L	260 – 400
12.	Total Ca	mg/L	1,000 – 2,000
13.	Total Mg	mg/L	250 - 350

Sumber : Loekito, 2002

Tabel 2. 4 Jenis Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit dan Kandungan Komposisi Nutrisinya

Jenis LCPKS	Komposisi Kimia (mg/L)						
	pH	BOD	N	P ₂ O ₅	K ₂ O	MgO	CaO
Raw Effluent	3,4 – 5,2	25000	948	353	2360	572	
Digested (Anaerobic)							
-Stirred tank	7,9 – 8,5	13000	900	275	2168	497	-
-Supernatant		450	450	160	1446	464	-
-+10%Slurry		1000-3000	3532	2702	2875	2502	-
Digested (Aerobic)							
-Supernatant	7,9 – 8,5	100	52	27	2771	894	-
-Bottom Slurry		150 - 300	1495	1056	2865	1665	-
SMART* (avg)	6,6	1551	464	309	2093	600	361
Peraturan RI**	6,0 – 9,0	<100	-	-	-	-	-

Sumber : Kanagaratnam *et al.*, 1987

Standar mutu limbah cair kelapa sawit agar dapat dimanfaatkan pada *Land Application* menurut Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003 Tentang Pedoman Teknis Pengkajian Pemanfaatan Air Limbah Dari Industri Minyak Sawit Pada Tanah di Perkebunan Kelapa adalah sebagai berikut:

- a. Pengaruh terhadap pembudidayaan ikan, hewan dan tanaman;
- b. Pengaruh terhadap kualitas tanah dan air tanah;
- c. Pengaruh terhadap kesehatan masyarakat;
- d. BOD tidak boleh melebihi 5000 mg/Liter;
- e. Nilai pH berkisar 6-9;
- f. Dilakukan pada lahan selain lahan gambut;
- g. Dilakukan pada lahan selain lahan dengan permeabilitas lebih besar 15 cm/jam;
- h. Dilakukan pada lahan selain lahan dengan permeabilitas kurang dari 1,5 cm/jam;
- i. Tidak boleh dilaksanakan pada lahan dengan kedalaman air tanah kurang dari 2 meter;
- j. Areal pengkajian seluas 10 – 20 persen dari seluruh areal yang akan digunakan untuk pemanfaatan air limbah;
- k. Pembuatan sumur pantau.

2.4 Proses Pengolahan Limbah Cair Industri Kelapa Sawit

Pengertian pengolahan atau *treatment* adalah pemisahan padatan dan stabilisasi polutan. Maksud dari stabilisasi adalah mendegradasi materi organik sampai pada suatu titik dimana reaksi biologis dan reaksi kimia tidak berlangsung lagi. *Treatment* atau pengolahan juga dapat diartikan dengan menghilangkan racun atau substansi yang berbahaya (misalnya logam berat atau fosfor) yang bisa menghentikan siklus biologis yang berkelanjutan, meskipun telah terjadi stabilisasi materi organik (Sasse, 1998).

Pengolahan Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit (LCPKS) untuk memenuhi baku mutu seperti diisyaratkan dalam Kep Men LH. 51/MENLH/10/1995 dalam kenyataannya sulit untuk dilakukan dan memerlukan biaya yang mahal. Sementara berdasarkan hasil penelitian, LCPKS dengan konsentrasi BOD (*Biological Oxygen Demand*) tertentu terbukti dapat dimanfaatkan sebagai substitusi dan atau suplemen pupuk serta air irigasi di perkebunan kelapa sawit. Pemanfaatan LCPKS ini dikenal dengan sebutan aplikasi lahan (*Land Application*). *Land Application* merupakan suatu alternatif pemanfaatan limbah yang diakui secara formal dalam Peraturan Pemerintah Nomor 82 Tahun 2000 tentang

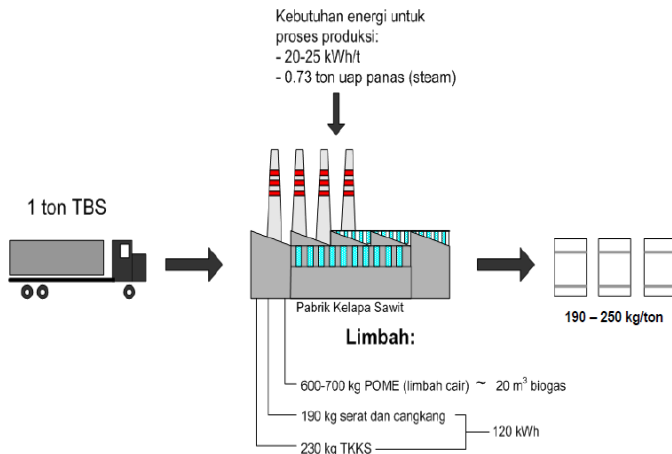
pengendalian pencemaran air (Loekito, 2002). *Land Application* dari limbah pabrik kelapa sawit (POME) merupakan salah satu alternatif pembuangan (Rupani *et al.*, 2010).

Di Indonesia, hampir semua pabrik kelapa sawit menggunakan sistem kolam terbuka (*open ponding system*) untuk mengolah POME dikarenakan biaya yang rendah dan kesederhanaan operasional. Dalam proses pengolahan limbah ini, POME mengalir melalui serangkaian kolam dan beberapa langkah pengolahan. Setelah POME diolah di kolam tersebut, efluen sudah aman untuk dibuang ke saluran air atau digunakan sebagai pupuk. Sistem kolam terbuka tersebut bersifat ekonomis, tanah dan waktunya intensif, dan efluen tersebut melepaskan sejumlah besar gas metana ke atmosfer terutama dari dekomposisi organik yang terjadi di kolam anaerobik (Rahayu *et al.*, 2015). Pengolahan dengan sistem kolam ini juga membutuhkan lahan yang luas dan waktu retensi yang lama. Limbah yang diolah juga masih mengeluarkan gas metan (CH_4) dan karbondioksida (CO_2) yang membahayakan karena merupakan emisi penyebab efek rumah kaca yang menimbulkan efek yang berbahaya bagi lingkungan. Selain itu, kolam-kolam pengolahan limbah sering mengalami pendangkalan, sehingga baku mutu limbah tidak tercapai (Isroi, 2008).

Dalam mengolah LCPKS (Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit) pada PKS ini, metode yang diterapkan pada umumnya adalah metode pengolahan biologis dengan sistem yang terdiri dari delapan kolam. Kolam-kolam tersebut terdiri dari 2 buah kolam pendingin (*cooling pond*), 2 buah *acidification pond*, 4 buah *primary anaerobic pond* dan *secondary anaerobic pond*. Kolam pendingin berfungsi untuk menurunkan suhu POME, sehingga tercipta kondisi optimal untuk penguraian bahan organik di kolam anaerobik dan aerobik (Rahayu *et al.*, 2015). Pada umumnya air limbah pada unit kolam pendinginan ini mempunyai sifat asam, artinya derajat keasamannya jauh lebih rendah dari 7. Kolam asidifikasi adalah kolam pengasaman. Kolam ini dimaksudkan agar air limbah yang akan mulai diproses pada unit pemroses berikutnya, yaitu kolam anaerobik, mempunyai suasana keasaman yang sesuai dengan syarat pada kolam anaerobik (sekitar netral atau pH dalam *range* 6 - 9). Apabila keasamannya masih di bawah 6, maka biasanya harus dilakukan penambahan basa agar pH nya

naik hingga 6 – 9 (Rahardjo, 2017). Setelah pengolahan di delapan kolam ini, efluen aman untuk dibuang ke saluran air atau digunakan sebagai pupuk.

Pengolahan anaerobik atau pengolahan biologis memiliki keuntungan yang cukup besar dibandingkan proses pengolahan lain seperti kebutuhan energi yang lebih sedikit, pembentukan lumpur yang minimum, tidak menghasilkan bau yang tidak sedap, dan produksi metana yang disebabkan oleh pemecahan efisien zat organik oleh bakteri anaerob. Proses pengolahan anaerobik memiliki potensi besar untuk disintegrasi cepat bahan organik untuk menghasilkan biogas yang dapat digunakan untuk pembangkit listrik dan menghemat energi fosil (Rupani *et al.*, 2010).



Gambar 2. 11 Skema Pengolahan Pabrik Kelapa Sawit

Sumber : Supriyanto, 2016

2.4.1 Pengolahan Biologis

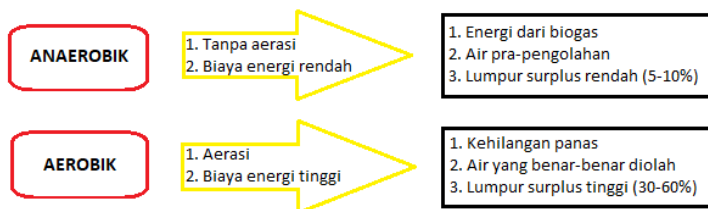
Pengolahan biologis merupakan pengolahan yang menggunakan aktivitas mikroorganisme dalam penyisihan bahan-bahan pencemar. Proses pengolahan air limbah secara biologis tersebut dapat dilakukan pada kondisi aerobik (dengan udara), kondisi anaerobik (tanpa udara) atau kombinasi anaerobik dan aerobik. Proses biologis aerobik biasanya digunakan untuk

pengolahan air limbah dengan beban BOD yang tidak terlalu besar, sedangkan proses biologis anaerobik digunakan untuk pengolahan air limbah dengan beban BOD yang sangat tinggi (Said, 2000).

Proses biologis dengan lingkungan aerob adalah lingkungan dimana oksigen terlarut berada dalam jumlah yang cukup, sehingga oksigen bukan merupakan faktor pembatas pertumbuhan. Oksigen berfungsi mutlak sebagai terminal akseptor elektron. Proses biologis dengan lingkungan anaerob adalah lingkungan dimana oksigen berada dalam jumlah yang kurang sehingga merupakan faktor pembatas bagi pertumbuhan mikroorganisme. Dalam hal ini, oksigen dalam bentuk yang tidak bebas (senyawa O_2), misalnya NO_2 , NO_3^- , SO_4^{2-} berperan sebagai akseptor elektron (Tchobanoglus, 2003).

2.4.2 Pengolahan Anaerobik

Proses pengolahan anaerobik mempunyai banyak tahapan, yaitu hidrolisis, asidogenesis, acetogenesis, dan metanogenesis. Beberapa kelompok mikroorganisme yang berbeda harus berbagi jumlah energi yang tersedia. Proses pengolahan dimulai dengan hidrolisis bakteri, yang memecah polimer rantai panjang yang tidak larut dari lemak, protein, dan karbohidrat menjadi polimer rantai pendek. Selanjutnya, bakteri asidogenik mengubah asam lemak, asam amino, dan gula menjadi CO_2 , H_2 , NH_3 , dan asam organik. Bakteri acetogenik kemudian mengubah asam organik ini menjadi asam asetat. Akhirnya, bakteri metanogenik mengubah produk ini menjadi gas, yang kebanyakan adalah metana.

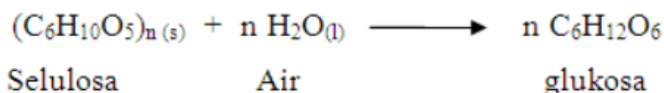


Gambar 2. 12 Perbedaan Proses Anaerobik dengan Proses Aerobik

Sumber : Rahayu *et al.*, 2015

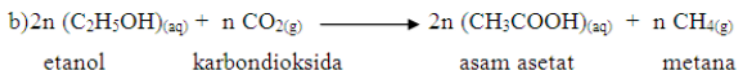
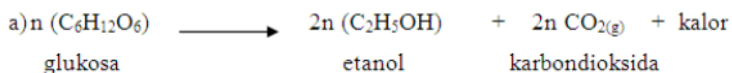
2.4.2.1 Hidrolisis / Tahap Pelarutan

Hidrolisis merupakan langkah awal proses digester anaerobik untuk semua proses penguraian dimana bahan organik akan berubah menjadi bentuk yang lebih sederhana sehingga lebih mudah diurai oleh mikroorganisme pada proses fermentasi. Hidrolisis lebih sering disebut depolimerisasi sebagai proses hidrolisis dimana proses ini dapat memecah makro molekul (Rambe, 2016). Dalam fase hidrolisis, air bereaksi dengan polimer organik rantai panjang seperti polisakarida, lemak, dan protein untuk membentuk polimer rantai pendek terlarut, seperti gula, asam lemak rantai panjang, dan asam amino. Selulosa, amilase, lipase, atau protease adalah enzim yang dihasilkan oleh mikroorganisme yang melakukan proses hidrolisis ini (Rahayu *et al.*, 2015). Ada dua jenis reaksi hidrolisis, yaitu reaksi termokimia, dimana reaksi ini digunakan untuk pengolahan limbah dengan nilai COD yang rendah. Reaksi kedua adalah reaksi secara biologi, yaitu reaksi yang sering digunakan untuk limbah yang nilai COD nya tinggi (Chulhwan *et al.*, 2005).



2.4.2.2 Asidogenesis / Tahap Pengasaman

Selama fase asidogenesis, oksidasi anaerobik menggunakan gula, asam lemak rantai panjang, dan asam amino yang terbentuk selama hidrolisis sebagai substrat. Berbagai macam bakteri yang berbeda melakukan asidogenesis. Asidogenesis sering kali merupakan langkah tercepat dalam konversi bahan organik kompleks selama pengolahan fase cair. Dalam digester anaerobik yang stabil, jalur degradasi utama adalah melalui asetat, karbon dioksida, dan hidrogen. Bakteri



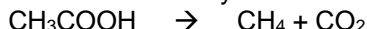
merespon peningkatan konsentrasi hidrogen dalam cairan dengan memproduksi laktat, etanol, propionat, butirat, dan asam lemak mudah menguap (VFA), yang digunakan mikroorganisme metanogenik sebagai substrat.

2.4.2.3 Acetogenesis

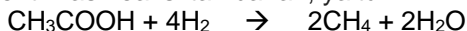
Pada tahap acetogenesis, bakteri acetogenik yang menghasilkan hidrogen mengubah asam lemak dan etanol / alkohol menjadi asetat, karbon dioksida, dan hidrogen. Konversi antara ini sangat penting untuk keberhasilan produksi biogas, karena metanogen tidak dapat menggunakan senyawa ini secara langsung. Asetogen tumbuh lambat dan bergantung pada tekanan parsial hidrogen yang rendah untuk degradasi asetogenik untuk menghasilkan energi. Asetogen sensitif terhadap perubahan lingkungan, sehingga membutuhkan waktu yang lama untuk menyesuaikan diri dengan kondisi lingkungan yang baru.

2.4.2.4 Metanogenesis

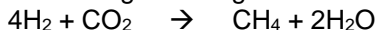
Selama tahap metanogenesis, metana terbentuk oleh dua rute utama. Pada rute primer, fermentasi asam asetat, produk utama fase pembentukan asam menghasilkan metana dan karbon dioksida. Acetoclastic (atau acetophilic) bakteri menggunakan asam asetat. Reaksi keseluruhannya adalah:



Berdasarkan data termodinamika dan eksperimental, para peneliti telah mengidentifikasi reaksi tambahan, yaitu:

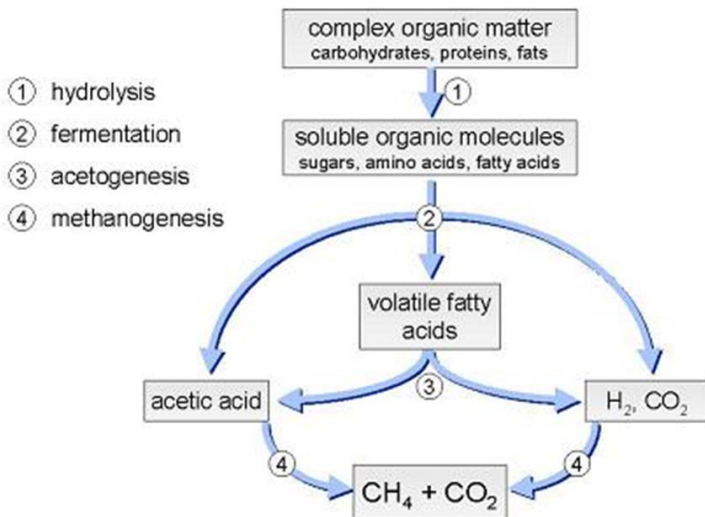


Rute sekunder menggunakan hidrogen untuk mengurangi CO_2 menjadi CH_4 oleh methanogen hidrogenofilik:



Hanya sejumlah senyawa yang dapat bertindak sebagai substrat dalam metanogenesis. Asam asetat, H_2 , CO_2 , metanol, dan asam format adalah substrat utama. Berdasarkan hubungan stoikiometri, para ahli memperkirakan bahwa sekitar 70% metana dihasilkan dari asam asetat, sementara 30% sisanya dihasilkan dari H_2 dan CO_2 .

(Rahayu *et al.*, 2015)



Gambar 2. 13 Proses Pengolahan Anaerobik

Sumber : <http://www.energy.imdea.org/events/2014/biogas-microalgae>

Keunggulan dari pengolahan anaerobik antara lain:

1. Menghasilkan biogas yang merupakan sumber energi terbarukan, yang pemanfaatannya telah banyak digunakan untuk energi listrik dan gas rumah tangga;
2. Pengurangan emisi gas rumah kaca melalui pemanfaatan gas metan;
3. Biaya penanganan limbah dalam bentuk padat (lumpur) yang rendah.
Pengolahan anaerobik menghasilkan biomassa/lumpur 6 - 8 kali lebih rendah dari pengolahan aerobik. Biaya untuk penambahan nutrisi lebih rendah, karena biomassa yang dihasilkan rendah;
4. Beban organik volumetrik yang tinggi. Beban organik volumetrik pengolahan anaerobik lebih tinggi dari pengolahan aerob. Laju beban organik proses anaerobik berkisar 3,2 – 32 kg COD/m³.hari sedangkan untuk proses aerobik 0,5-3,2 kg COD/m³.hari.
5. Proses degradasi anaerobik cenderung stabil;

6. Energi yang digunakan untuk pengoperasian cukup kecil (Shintawati, 2016).

Sedangkan kelemahan dari proses pengolahan anaerobik antara lain:

1. Bakteri metanogenesis sangat sensitif terhadap perubahan kondisi sekitar dan keberadaan senyawa toksik;
2. Senyawa sulfur dapat menimbulkan bau tidak sedap dan bersifat korosif;
3. Dibutuhkan tenaga ahli untuk mendesain bioreaktor;
4. Dibutuhkan wadah biogas yang aman serta efektif untuk menampung kelebihan produksi biogas (Shintawati, 2016).

2.5 Teknologi Pengolahan Anaerobik

Bioreaktor yang beroperasi secara anerobik akan mendegradasi limbah cair, sehingga akan menurunkan beban BOD dari sekitar 20.000 – 30.000 mg/L menjadi lebih kecil dari 3.000 mg/L. Perencanaan bioteknologi terdiri dari beberapa teknologi pengolahan anaerobik yang berbeda-beda untuk limbah cair. Semua desainnya bertujuan untuk memastikan kontak yang cukup antara substrat dan mikroorganisme dan mencegah mikroorganisme dari pencucian sistem. Berikut tujuh desain umum untuk teknologi pengolahan anaerobik:

2.5.1 *Continual Stirred Tank Reactor (CSTR)*

CSTR biasanya berupa silinder beton atau logam dengan rasio tinggi terhadap diameter rendah. Mereka dapat beroperasi pada suhu mesofilik atau *thermophilic*, dengan pencampuran mekanis, hidrolis, atau gas injeksi. Permasalahan pada pra-pembuatan bioreaktor dengan sistem kontinu (CSTR) untuk menghasilkan biogas dari LCPKS relatif lama, sebab konsentrasi limbah cair PKS (substrat) sangat pekat, dan perilaku mikroorganisme yang hidup pada tiap tahapan juga berbeda (Rambe, 2016). Pembuatan biogas dari Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit (LCPKS) dengan menggunakan bioreaktor CSTR sangat tidak menguntungkan. Hal ini disebabkan karena gas metana yang dihasilkan sangat kecil (0,28 L/g COD) dan membutuhkan waktu yang lama. LCPKS memiliki COD 40.000-50.000 mg/L, kandungan nitrogen 750 mg/L dan kandungan fosfor 120 mg/L, sumber utama

bakteri penghasil gas metana berasal dari mikroorganisme yang terdapat pada LCPKS (Sarono, 2013).

2.5.2 Lagoon Covered

Lagoon pada dasarnya kolam tertutup dilengkapi dengan mekanisme pencampuran. Desain ini biasanya menangani kandungan padatan kurang dari 2%, dan beroperasi pada kisaran suhu mesofilik. Sistem kolam adalah sistem operasi yang mudah tetapi memiliki kelemahan seperti membutuhkan lahan yang luas, waktu retensi hidrolik yang relatif lama untuk kinerja yang efektif, serta prosesnya juga menghasilkan gas metana sebagai emisi gas rumah kaca yang dilepaskan bebas di atmosfer (Supriyanto, 2016).

2.5.3 Filter Anaerobik

Biofilter merupakan sistem pengolahan air limbah dengan memanfaatkan mikroorganisme yang tumbuh dan berkembang terlekat pada permukaan media kontak sebagai media kontak. Mikroorganisme tersebut nantinya akan membentuk lapisan lendir yang dikenal sebagai lapisan biofilm. Media kontak terendam dalam air limbah yang dialirkan secara kontinyu melewati celah atau rongga antar media.

Biofilter anaerobik mampu mengolah air limbah dengan kandungan bahan organik yang tinggi seperti BOD dan COD serta padatan tersuspensi (TSS) dan tahan terhadap perubahan konsentrasi serta debit aliran secara mendadak. Proses anaerobik ini akan mengkonversikan senyawa organik kompleks menjadi biogas (CH_4 dan CO_2). Akan tetapi proses dari biofilter anaerobik terkadang menimbulkan bau akibat produksi gas H_2S atau asam-asam organik.

Filter anaerobik menggunakan bahan pembawa (*carriers*), seringkali terbuat dari plastik, dimana mikroorganisme aktif melekat untuk mencegah pencucian dari sistem. Filter anaerobik dapat menghasilkan biogas berkualitas tinggi, dengan kandungan metana hingga 85%. Kelebihan dan kekurangan filter anaerobik dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2. 5 Kelebihan dan Kekurangan Filter Anaerobik

Kelebihan	Kekurangan
Biaya investasi kecil	Waktu tinggal lebih lama, yaitu 24 jam

Kelebihan	Kekurangan
Biaya operasional dan perawatan kecil	Waktu start-up lama
Tenaga listrik yang digunakan sedikit karena tidak menggunakan rotor untuk suplai oksigen	
Jumlah lumpur yang dihasilkan sedikit	
Kebutuhan lahan sedikit	

Sumber : Firmansyah dkk., 2016

Ketentuan umum dari biofilter ini adalah:

1. Tersedia lahan untuk penempatan Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) dengan sistem biofilter.
2. Effluen dari tangki biofilter harus memenuhi baku mutu yang berlaku sebelum dibuang ke badan air penerima atau dapat didaur ulang.
3. Lokasi penempatan biofilter harus mudah dijangkau dalam pembangunan, operasi dan pemeliharaan.
4. Air limbah harus dilengkapi dengan unit perangkap lemak sebelum dialirkan ke dalam tangki biofilter.

2.5.4 *Fluidized and Expanded Beds*

Pada *Fluidized and Expanded Beds*, mikroorganisme menempel pada partikel kecil. Sistem ini menciptakan aliran arus yang kuat yang menahan partikel dan membawa mikroorganisme tersebut agar kontak dengan substrat.

2.5.5 *Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)*

Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) memiliki kemampuan untuk mengkonversi lebih dari 50% COD menjadi biogas yang merupakan sumber terbarukan. UASB adalah bentuk *digester anaerobic* yang banyak digunakan untuk mengolah berbagai jenis limbah cair industri karena kapasitas pengolahannya lebih besar dibandingkan sistem pengolahan limbah cair lainnya (España-Gamboa dkk, 2012). Di banyak negara, reaktor UASB juga telah digunakan sejak dekade terakhir untuk mengolah air limbah karena keuntungan menggunakan reaktor UASB ini adalah penanganannya yang mudah dan biaya operasinya rendah (Lettinga *et al.*, 1993).

Reaktor UASB merupakan reaktor anaerobik, dimana influen dialirkan dari bawah menuju ke atas. Aliran ke atas dikombinasikan dengan reaksi pengendapan gravitasi dengan bantuan flokulan. Selimut atau film mulai akan terbentuk sekitar 3 bulan. Butiran limbah kecil mulai terbentuk dimana luas permukaannya ditutupi oleh agregasi bakteri. Akhirnya agregat membentuk biofilm yang disebut sebagai “butiran” (Hermanto, 2015).

Akibat pertumbuhan mikroorganisme, pada bagian bawah reaktor terbentuk lapisan biomassa (*sludge*). Sistem UASB dilengkapi dengan fasilitas pengeluaran gas yang juga berfungsi sebagai unit pemisahan biomassa. Reaktor UASB memperbolehkan mikroorganisme untuk tumbuh dalam agregasi, sehingga mikroorganisme tetap berada di dalam reaktor meskipun aliran substrat yang kuat. Sistem pemompaan menggunakan material baru dengan daya yang cukup untuk mencampurnya, dapat menyebabkan kontak antara mikroorganisme dan substrat (Rahayu *et al.*, 2015). Keuntungan dan kerugian dari UASB dapat dilihat pada Tabel 2.6.

Tabel 2. 6 Kelebihan dan Kekurangan *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB)

Kelebihan	Kekurangan
Konstruksi sederhana	Sangat sensitif terhadap perubahan beban hidrolis.
Tanpa bahan untuk pertumbuhan mikroorganisme	Beban organik laju perombakan relatif rendah dibandingkan dengan reaktor anaerobik lainnya.
	Kadar bahan organik dalam efluen umumnya masih tinggi, sehingga memerlukan pengolahan tambahan.

Sumber : Maulana, 2017

2.5.6 Expanded Granular Sludge Bed (EGSB)

Reaktor EGSB adalah modifikasi reaktor UASB, namun dengan kecepatan aliran ke atas yang lebih cepat untuk air limbah yang melewati lumpur. Desain ini sesuai untuk konsentrasi COD kurang dari 1 sampai 2 g COD/L atau untuk air limbah dengan

partikel tersuspensi yang tidak terurai dengan baik. Keunggulan EGSB adalah *loading rate* yang tinggi yaitu 20 - 40 kg COD/m³/hari.

2.5.7 Anaerobic Baffled Reactor (ABR)

ABR merupakan *Upflow Blanket Sludge Anaerobic* (UASB) yang dipasang secara seri, namun tidak membutuhkan butiran (granul) dalam operasinya, sehingga memerlukan periode *start up* lebih pendek. Serangkaian sekat vertikal dipasang dalam ABR membuat limbah cair mengalir dari bawah lalu ke atas dan selanjutnya mengalir ke bawah lagi sepanjang reaktor dimulai dari inlet hingga outlet, dan terjadi kontak antara substrat dengan biomassa aktif. Prinsip ABR adalah proses penggabungan sedimentasi dan penguraian substrat di setiap ruang. Karakteristik sedimen dalam reaktor dapat dipengaruhi oleh laju dan mekanisme reaksi hidrolisis dalam limbah. Reaktor ABR memiliki sekat atau ruang yang disusun secara seri, dengan sekat tersebut, sedimen yang mengendap dapat tertahan di dalam dasar reaktor. Proses dalam reaktor ABR adalah penggabungan beberapa proses seperti sedimentasi dengan penguraian lumpur secara parsial dalam kompartemen yang sama, walaupun pada dasarnya hanya merupakan suatu kolam sedimentasi tanpa bagian-bagian yang bergerak atau penambahan bahan-bahan kimia (Rambe, 2016).

2.6 Desain Bioreaktor Anaerob

Untuk mengubah secara efektif bahan organik menjadi biogas, mikroorganisme aktif memerlukan nutrisi dan kondisi lingkungan tertentu. Nutrisi dan sintesis kimia yang diperlukan untuk pengolahan anaerobik meliputi:

- Makronutrien seperti C, H, O, N, S, P, K, Ca, Mg untuk menyediakan makanan bagi bakteri.
- Mikronutrien seperti Fe, Ni, Zn, Mn, Mo, dan Co untuk menjaga bakteri tetap sehat.
- Vitamin kadang diperlukan untuk memenuhi kebutuhan katalitik spesifik dalam biosintesis dan jika diperlukan dalam jumlah kecil.
- Enzim (katalis protein yang diproduksi oleh sel-sel hidup) untuk mempercepat reaksi seluler mikroorganisme.

- Temperatur sekitar 35°C untuk mesofilik dan 55°C untuk termofilik.
- pH sekitar 7.

2.6.1 Suhu

Mengolah limbah dalam digester anaerobik membutuhkan dua rentang suhu, yaitu rentang mesofilik (25 - 40°C) dan rentang termofilik (50 - 60°C). Dalam pengolahan biogas biasanya lebih menyukai rentang mesofilik karena rentang termofilik membutuhkan sistem kontrol suhu yang lebih ketat. Metana yang telah diproduksi pada suhu yang lebih rendah, tetapi untuk produksi optimal, harus mempertahankan suhu di atas 20°C. Tingkat produksi metana kira-kira dua kali lipat untuk setiap 10°C peningkatan suhu dalam rentang mesofilik.

Parameter fisik seperti viskositas dan tegangan permukaan berubah dengan suhu. Suhu termofilik menghasilkan transfer massa yang lebih baik dan tingkat pencernaan yang lebih tinggi daripada kondisi mesofilik. Suhu yang stabil mencapai hasil yang lebih baik daripada suhu yang berfluktuasi (Rahayu *et al*, 2015).

2.6.2 pH dan Sistem Buffer (Alkalinitas)

Setiap kelompok mikroba yang terlibat dalam degradasi anaerobik memiliki pH spesifik untuk pertumbuhan yang optimal. Untuk asidogens, pH optimal adalah sekitar 6, sedangkan untuk asetogen dan metanogen, yang optimal adalah sekitar 7. Sejumlah penelitian mengkonfirmasi bahwa rentang pH 6,5 – 7,5 menghasilkan kinerja yang baik dan stabilitas dalam sistem anaerobik, meskipun operasi yang stabil dapat terjadi di luar rentang ini (Droste, 1997).

Sistem anaerobik harus memiliki kapasitas buffer yang memadai untuk mengakomodasi produksi asam volatil dan karbon dioksida. Buffer ini dapat disediakan oleh kapur, natrium bikarbonat, natrium hidroksida, dan tiga sumber utama alkalinitas. Namun, sebagian besar aplikasi POME, dan terutama yang menggunakan teknologi laguna, tidak memerlukan dosis kimia untuk menetralkan pH. Air buangan anaerobik mengandung alkalinitas buffer dari bikarbonat (HCO_3).

Alkalinitas merupakan penetralan asam atau kapasitas buffer dari proses penguraian yang sedang berlangsung.

Alkalinitas berperan dalam pengendalian pH dan menjaga stabilitas bioreaktor. Senyawa yang terlibat dalam alkalinitas antara lain karbonat, bikarbonat, dan hidroksida yang ada dalam bioreaktor. Pada proses anaerobik sistem karbondioksida bikarbonat berperan dalam mengendalikan alkalinitas (Kangle, 2012). Bikarbonat juga merupakan sumber karbon utama bagi bakteri metanogen. Hubungan antara pH dan alkalinitas sistem bikarbonat dinyatakan dalam tetapan reaksi kesetimbangan sebagai berikut :

$$\frac{[HCO_3^-][H^+]}{[H_2CO_3]} = K_{a1}$$

$$\frac{[HCO_3^-][H^+]}{[H_2CO_3]} = K_{a1}$$

K_{a1} = konstanta penguraian asam

Asam karbonat berada dalam keadaan kesetimbangan dengan CO_2 dan air. Untuk menjaga agar pH netral selama degradasi anaerobik, kebutuhan alkalinitas dapat diketahui dari CO_2 yang dihasilkan. Peningkatan alkalinitas dilakukan dengan penambahan sodium bikarbonat ($NaHCO_3$). Selain dari keseimbangan sistem karbondioksida-bikarbonat, alkalinitas pada degradasi anaerobik berasal dari senyawa organik yang mengandung nitrogen, seperti asam amino dan protein. Selama degradasi, gugus asam amino dilepaskan dan selanjutnya menjadi amonia. Amonia bereaksi dengan CO_2 lalu membentuk alkalinitas dalam bentuk amonium bikarbonat (Shintawati, 2016).

2.6.3 Gas Solubility

Dalam proses anaerobik, gas terbentuk dalam fase cair dan cenderung lolos ke udara. Transfer cairan ke gas ini penting untuk proses pengolahan anaerobik. Parameter desain proses seperti luas antar muka cairan-gas, laju pengadukan, dan suhu cairan (yang mempengaruhi viskositas dan tegangan permukaan) mempengaruhi fase cair ke gas. Biasanya, gas terbentuk pada tingkat yang jauh lebih tinggi daripada transfer cairan ke gas, sehingga menghasilkan konsentrasi gas yang tinggi dalam cairan. Konsentrasi yang berlebihan dari gas-gas tertentu seperti CO_2 dan

H₂S dapat menyebabkan penurunan pH dan mempengaruhi proses biologis (Pauss, 1990).

2.6.4 Pencampuran

Pencampuran membantu menjaga pH. Tanpa pencampuran yang memadai, lingkungan mikro yang tidak menguntungkan dapat berkembang. Pencampuran mendistribusikan agen penyangga di seluruh digester dan mencegah penumpukan lokal dari produk metabolik menengah yang berkonsentrasi tinggi yang dapat menghambat pembentukan metana. Pencampuran umumnya dilakukan dengan menggunakan pengaduk mekanis, pencampuran cairan oleh POME yang masuk melalui pipa distribusi, atau pencampuran gas menggunakan biogas yang diresirkulasi (Rahayu *et al.*, 2015).

2.6.5 Nutrisi

Biodegradasi yang efisien membutuhkan nutrisi yang tersedia termasuk nitrogen, fosfor dan mikronutrien. Nutrisi membangun sel-sel yang membentuk mikroorganisme dan menghasilkan biogas. Unsur kimia umum yang membentuk mikroorganisme adalah karbon (50%), oksigen (20%), nitrogen (12%), hidrogen (8%), fosfor (2%), sulfur (1%), dan kalium (1%). Rasio karbon-nitrogen untuk menghasilkan biogas adalah 25 : 1 (Gerardi, 2003).

POME umumnya memiliki nitrogen dan fosfor yang cukup. Anaerob memiliki hasil pertumbuhan yang rendah, sehingga kebutuhan nutrisi mereka lebih rendah dibandingkan dengan aerob. Rasio COD : nitrogen : fosfor harus dipertahankan pada tingkat tertentu, sehingga pekerja harus memantau rasio dan membuat penyesuaian yang diperlukan selama operasi. Pompa dosis dapat menambahkan nutrisi secara berkala. Kadar mikronutrien seperti nikel dan kobalt yang mempromosikan metanogenesis juga harus dipertahankan (Droste, 1997).

2.6.6 Toksisitas

Dari semua mikroorganisme dalam pengolahan anaerobik, metanogen umumnya dianggap yang paling sensitif terhadap toksisitas. Toksisitas dari NH₃, H₂S dan VFA tergantung pada pH. Dalam biakan yang tidak beradaptasi, tingkat NH₃ yang bebas sebesar 150 mg/L dapat menghambat pertumbuhan metanogen.

Metanogen dapat mentoleransi konsentrasi yang jauh lebih tinggi, namun jika biakan telah beradaptasi secara bertahap. NH_3 beracun pada tingkat pH lebih besar dari 7. H_2S dan VFA bersifat toksik pada tingkat pH kurang dari 7. Konsentrasi hingga 200 mg/L H_2S tidak menghambat pertumbuhan, tetapi campuran tersebut dapat mengeluarkan bau yang kuat dari hidrogen sulfida (Gerardi, 2003).

Bakteri metanogenik juga sensitif terhadap oksigen. Dalam kultur campuran dalam digester anaerobik, bakteri anaerob fakultatif membentuk beberapa bakteri *hidrolyzing* dan asidogenik yang mengkonsumsi oksigen yang ada dalam digester.

Tabel 2. 7 Kriteria Desain Sistem IPAL Direncanakan

Reaktor Kriteria Desain	Anaerobic Filter	Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)	Anaerobic Baffled Reactor (ABR)
HRT di tanki (jam)	24 - 72 ¹	4 - 8 ¹	6 - 24 ¹
Organic loading (kg COD/m ³ .hari)	5 - 20 ¹	5 - 20 ¹	5 - 10 ¹
Rasio SS/COD	0,35 - 0,45	0,35 - 0,45	0,35 - 0,45
Velocity upflow (m/jam)	< 2 ³	1 - 6 ¹	< 2 ³
BOD Removal (%)	70 - 90 ³	75 - 85 ²	70 - 95 ³
COD Removal (%)	40 - 60 ³	70 - 80 ²	65 - 90 ³

Sumber : 1. Metcalf & Eddy, 2014
 2. Van Lier *et al.*, 2015
 3. Sasse, 1998

Teknologi dengan menggunakan proses anaerobik, seperti bioreaktor anaerob merupakan solusi yang menjanjikan mengingat semakin bertambahnya jumlah gas rumah kaca dan kelangkaan bahan bakar fosil. Teknologi ini bisa menghasilkan energi dan juga dapat mengurangi secara signifikan (bisa sampai 21 kali lebih kecil) dampak gas metan terhadap efek rumah kaca dengan mengendalikan (mengambil dan memanfaatkan) gas metan yang terbentuk dari limbah industri pabrik minyak kelapa sawit. Apabila limbah pabrik tersebut dibiarkan maka akan

terkonversi sendiri secara alami di lingkungan pembuangannya (Hermanto, 2015).

Beberapa kriteria yang dipertimbangkan dalam pemilihan desain bioreaktor anaerob adalah sebagai berikut:

1. Tidak membutuhkan lahan yang luas untuk perencanaan bioreaktor anaerob tersebut
2. Untuk mencegah bau yang bisa mengganggu, maka perlu dicari jenis IPAL yang konstruksinya tertutup
3. Biaya operasionalnya tidak terlalu mahal
4. Waktu tinggal untuk pengolahan tidak terlalu lama sehingga ukuran IPAL tidak terlalu luas
5. Mampu mengatasi fluktuasi kuantitas dan kualitas air limbah dengan efisiensi pengolahan yang menghasilkan effluent yang memenuhi baku mutu limbah industri PKS.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka pilihan desain jatuh pada *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor.

BAB III

METODE PERENCANAAN

3.1 Preface/Umum

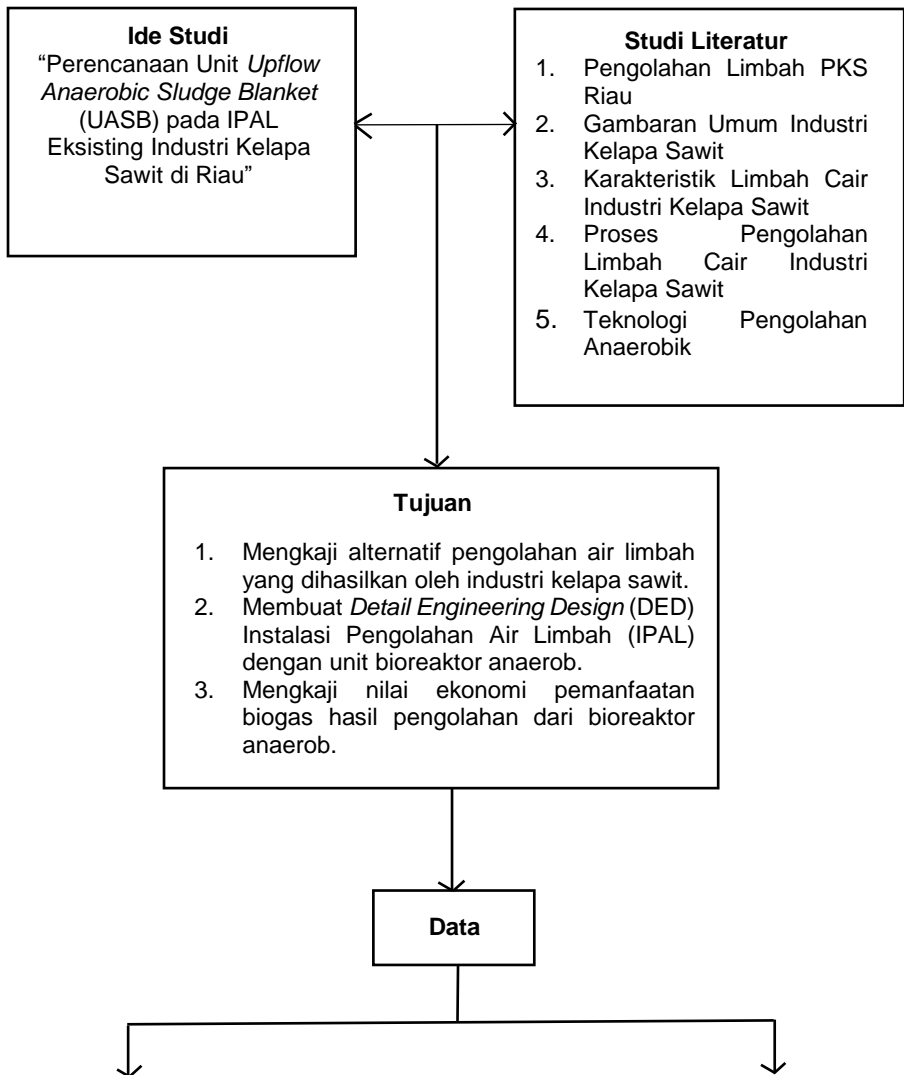
Tugas akhir ini bertujuan untuk menghasilkan dokumen *Detail Engineering Design* (DED) Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) dengan unit bioreaktor anaerob dan mengetahui kelayakan ekonomi dan investasi pemanfaatan teknologi bioreaktor anaerob. Untuk mencapai tujuan tersebut, diperlukan beberapa tahapan yang harus dilakukan. Salah satu dari tahapan tersebut adalah melakukan pengumpulan data dari Pabrik Kelapa Sawit. Data yang diperlukan berupa data primer dan data sekunder yang digunakan untuk bahan analisa. Data primer diperoleh dengan melakukan pengamatan langsung di PKS Riau. Sedangkan data sekunder diperoleh dari laporan tahunan perusahaan dan dari pihak-pihak yang terkait dengan PKS Riau.

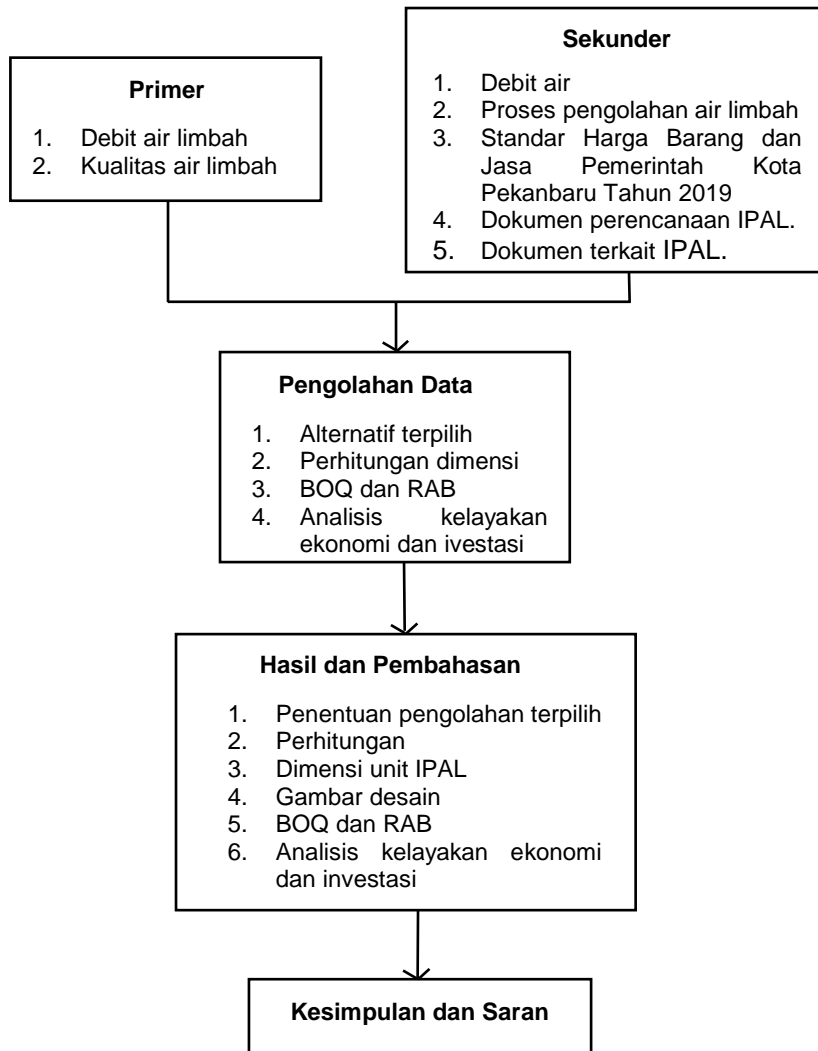
Dari data-data yang telah diperoleh, dilakukan analisis dan pembahasan yang nantinya akan mengerucut pada sebuah permasalahan, yaitu bentuk perencanaan bioreaktor anaerob Pabrik Kelapa Sawit.

3.2 Kerangka Perencanaan Tugas Akhir

Kerangka perencanaan ini disusun dengan tujuan:

1. Sebagai gambaran awal mengenai tahapan-tahapan perencanaan agar perencanaan dan penulisan laporan menjadi lebih teratur
 2. Mengetahui tahapan-tahapan yang harus dilakukan selama perencanaan, mulai dari awal perencanaan sampai penulisan laporan akhir
 3. Menghindari dan mengurangi terjadinya kesalahan-kesalahan selama perencanaan ini berlangsung
- Kerangka perencanaan dapat dilihat pada gambar 3.1.





Gambar 3. 1 Diagram Alir Kerangka Perencanaan Tugas Akhir

Penjelasan diagram alir kerangka perencanaan tugas akhir adalah sebagai berikut:

3.2.1 Judul Tugas Akhir

Judul tugas akhir ini adalah “Pereencanaan Unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) pada IPAL Eksisting Industri Kelapa Sawit di Riau”.

3.2.2 Tinjauan Pustaka

Tinjauan pustaka dilakukan untuk mendapatkan teori-teori yang mendukung dalam penyusunan tugas akhir ini. Adapun data pendukung yang diperlukan adalah sebagai berikut:

1. Pengolahan Limbah PKS Riau
2. Gambaran Umum Industri Kelapa Sawit
3. Karakteristik Limbah Cair Industri Kelapa Sawit
4. Proses Pengolahan Limbah Cair Industri Kelapa Sawit
5. Teknologi Pengolahan Anaerobik

3.2.3 Pengumpulan Data

Pengumpulan data dilakukan untuk mendapatkan data-data yang diperlukan dalam perencanaan ini. Data yang dikumpulkan meliputi:

1. Data primer yang terdiri dari:
 - a. Debit air limbah
 - Titik sampling, yaitu *cooling pond*, *asidification pond*, *primary anaerobic pond*, dan *secondary anaerobic pond*.
 - Diukur dengan menggunakan *flow meter*.
 - b. Kualitas air limbah yaitu BOD, COD, pH, minyak/lemak, $\text{NH}_3\text{-N}$ (amoniak), phosphate, TSS (TS dan TDS), dan suhu.
 - Titik sampling, yaitu *cooling pond*, *asidification pond*, *primary anaerobic pond*, dan *secondary anaerobic pond*.
2. Data sekunder seperti: debit air, proses pengolahan air limbah, dan Standar Harga Barang dan Jasa Pemerintah Kota Pekanbaru Tahun 2019, dokumen perencanaan IPAL dan dokumen terkait IPAL.

3.2.4 Pengolahan Data

Data yang telah dikumpulkan akan diolah yang nantinya akan dibahas dalam tugas akhir ini. Pengolahan data yang akan dilakukan meliputi:

1. Penetapan kriteria desain sesuai dengan pustaka untuk perhitungan dimensi IPAL bioreaktor anaerob.
2. Perhitungan kesetimbangan massa (*Mass Balance*), alternatif terpilih, dan perhitungan dimensi.
3. Menggambar *Detail Engineering Design (DED)* tiap unit IPAL berdasarkan hasil perhitungan dengan menggunakan program *AutoCAD*.
4. Menghitung BOQ (*Bill Of Quantity*) dan RAB (Rencana Anggaran Biaya) berdasarkan gambar DED yang telah dibuat berdasarkan Standar Harga Barang dan Jasa Pemerintah Kota Pekanbaru Tahun 2019 menggunakan program *Microsoft Excel*.
5. Perhitungan analisis kelayakan ekonomi dan investasi dari unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)*.

3.2.5 Hasil dan Pembahasan

Hasil dan pembahasan merupakan ulasan dari data yang telah diolah sebelumnya. Hasil dan pembahasan dalam tugas akhir ini meliputi penentuan bioreaktor terpilih, perhitungan, dimensi unit bioreaktor anaerob, gambar desain, BOQ dan RAB unit bioreaktor anaerob serta analisis kelayakan ekonomi dan investasi dari unit bioreaktor anaerob.

3.2.6 Kesimpulan dan Saran

Kesimpulan merupakan jawaban dari tujuan tugas akhir ini. Tugas akhir ini juga memaparkan saran mengenai kesalahan dan kendala yang dihadapi agar menjadi masukan untuk perencanaan berikutnya. Kesimpulan dari tugas akhir ini meliputi:

1. Unit bioreaktor anaerob yang terpilih
2. Desain rinci bioreaktor anaerob.
3. BOQ dan RAB pembangunan untuk masing-masing alternatif bioreaktor anaerob.
4. Analisis kelayakan ekonomi dan investasi.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Karakteristik Air Limbah PKS di Riau

Pada perencanaan ini, spesifikasi dari Pabrik Kelapa Sawit (PKS) ini memiliki kapasitas sebesar 45 ton/jam. Pabrik beroperasi selama 6 hari, yaitu hari Senin sampai hari Sabtu. Dalam 1 hari, PKS beroperasi selama 13 jam, yaitu mulai dari jam 10.00 WIB – 23.00 WIB.

Berdasarkan hasil analisis laboratorium Tahun 2018, didapatkan karakteristik air limbah di PKS yang disajikan pada Tabel 4.1 sampai Tabel 4.9 sebagai berikut:

Tabel 4. 1 Karakteristik Air Limbah *Cooling Pond* 1

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	72	68	70
pH	-	4,45	4,18	4,32
BOD ₅	mg/L	46000	49200	47600
COD	mg/L	92054,79	76635,51	84345,15
N Total	mg/L	1240	800	1020
PO ₄	mg/L	683,81	683,58	683,70
TS	mg/L	56452	65604	61028
TSS	mg/L	43260	53440	48350
TDS	mg/L	31370	32700	32035
VS	mg/L	52948	49564	51256
C/N Ratio	-	23,02	35,75	29,39

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 2 Karakteristik Air Limbah Kolam 1 (*Cooling Pond 2*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata-Rata
Suhu	°C	45	43	44
pH	-	4,48	4,60	4,54
BOD ₅	mg/L	72200	64000	68100
COD	mg/L	151780,82	119619,40	135700,11
N Total	mg/L	1500	1340	1420
PO ₄	mg/L	550,66	696,64	623,65
TS	mg/L	75852	48784	62318
TSS	mg/L	134080	79720	106900
TDS	mg/L	17930	24240	21085
VS	mg/L	46928	35424	41176
C/N Ratio	-	21,87	22,69	22,28

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 3 Karakteristik Air Limbah Kolam 2 (*Asidification Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata-Rata
Suhu	°C	33	35	34
pH	-	4,80	4,72	4,76
BOD ₅	mg/L	39200	41800	40500
COD	mg/L	88493,15	96000	92246,58
N Total	mg/L	1330	1160	1245

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
PO ₄	mg/L	612,23	765,69	688,96
TS	mg/L	45216	46460	45838
TSS	mg/L	56840	44600	50720
TDS	mg/L	15920	14920	15420
VS	mg/L	28864	33368	31116
C/N Ratio	-	17,24	25,55	21,40

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 4 Karakteristik Air Limbah Kolam 3 (*Primary Anaerobic Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	35	35	35
pH	-	7,43	7,22	7,33
BOD ₅	mg/L	10550	8600	9575
COD	mg/L	21780,82	24380,95	23080,89
N Total	mg/L	1270	1330	1300
PO ₄	mg/L	462,06	536,39	499,23
TS	mg/L	30604	24556	27580
TSS	mg/L	23400	20780	22090
TDS	mg/L	9200	6770	7985
VS	mg/L	15540	13272	14406

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
C/N Ratio	-	7,88	7,91	7,90

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 5 Karakteristik Air Limbah Kolam 4 (*Secondary Anaerobic Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	38	31	34,5
pH	-	8,34	8,31	8,33
BOD ₅	mg/L	1150	1170	1160
COD	mg/L	2630,13	3504,76	3067,45
N Total	mg/L	170	510	340
PO ₄	mg/L	10,97	157,61	84,29
TS	mg/L	10008	9632	9820
TSS	mg/L	2560	2090	2325
TDS	mg/L	8990	8520	8755
VS	mg/L	1484	1596	1540
C/N Ratio	-	7,76	2,22	4,99

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 6 Karakteristik Air Limbah Kolam 5 (*Asidification Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	35	33	34

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
pH	-	7,40	7,38	7,39
BOD ₅	mg/L	3740	1950	2845
COD	mg/L	7945,20	9066,67	8505,94
N Total	mg/L	400	1050	725
PO ₄	mg/L	113,30	505,18	309,24
TS	mg/L	16732	18328	17530
TSS	mg/L	3280	13930	8605
TDS	mg/L	8620	8620	8620
VS	mg/L	2640	8348	5494
C/N Ratio	-	6,95	3,82	5,39

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 7 Karakteristik Air Limbah Kolam 6 (*Primary Anaerobic Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	37	33	35
pH	-	7,89	7,79	7,84
BOD ₅	mg/L	2000	1850	1925
COD	mg/L	11671,23	26514,28	19092,76
N Total	mg/L	570	930	750
PO ₄	mg/L	125,67	325,91	225,79
TS	mg/L	18224	12160	15192

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
TSS	mg/L	23670	13050	18360
TDS	mg/L	9860	8140	9000
VS	mg/L	4600	3500	4050
C/N Ratio	-	4,86	3,32	4,09

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 8 Karakteristik Air Limbah Kolam 7 (*Primary Anaerobic Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	36	32	34
pH	-	8,08	7,87	7,98
BOD ₅	mg/L	1920	2000	1960
COD	mg/L	11835,62	17980,95	14908,29
N Total	mg/L	640	1950	1295
PO ₄	mg/L	27,25	763,64	395,46
TS	mg/L	10608	23588	17098
TSS	mg/L	7990	27790	17890
TDS	mg/L	9000	8110	8555
VS	mg/L	5272	11612	8442
C/N Ratio	-	4,34	3,70	4,02

Sumber: Hasil Laboratorium

Tabel 4. 9 Karakteristik Air Limbah Kolam 8 (*Primary Anaerobic Pond*)

Parameter	Satuan	Hasil Analisis Tanggal 30 Agustus 2018	Hasil Analisis Tanggal 31 Agustus 2018	Rata- Rata
Suhu	°C	37	32	34,5
pH	-	8,22	8,10	8,16
BOD ₅	mg/L	1120	2100	1610
COD	mg/L	2547,95	23390,48	12969,22
N Total	mg/L	1270	1210	1240
PO ₄	mg/L	10,98	270,94	140,96
TS	mg/L	17152	20088	18620
TSS	mg/L	13300	11380	12340
TDS	mg/L	8210	4665	6437,5
VS	mg/L	1988	9224	5606
C/N Ratio	-	1,05	1,89	1,47

Sumber: Hasil Laboratorium

PKS ini memakai Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003 tentang pedoman teknis pengkajian pemanfaatan air limbah dari industri minyak kelapa sawit pada tanah di perkebunan kelapa sawit sebagai acuan untuk baku mutu air limbah pada Pabrik Kelapa Sawit (PKS) ini. Baku mutu air limbah menurut Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003 dapat dilihat pada Tabel 4.10.

Tabel 4. 10 Baku Mutu Air Limbah Pabrik Kelapa Sawit Menurut Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003

Parameter	Satuan	Kadar Maksimum
BOD	mg/Liter	5000
pH	-	6 - 9

Sumber: Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003

Lalu, hasil laboratorium tersebut dibandingkan dengan Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003. Hasil perbandingan dari analisa laboratorium dengan baku mutu dapat dilihat pada Tabel 4.11.

Tabel 4. 11 Hasil Perbandingan

Parameter	Satuan	Baku Mutu	Hasil Analisis 1	Hasil Analisis 2	Keterangan
BOD ₅	mg/L	5000	1150	1170	Memenuhi
pH	-	6 - 9	8,34	8,31	Memenuhi

Sumber: Hasil Laboratorium

Dari hasil perbandingan di atas, dapat dilihat bahwa parameter BOD₅ dan pH memenuhi baku mutu untuk dimanfaatkan ke *Land Application*. *Land Application* adalah pemanfaatan hasil akhir dari *secondary anaerobic pond* sebagai pupuk ke areal lahan-lahan tanaman kelapa sawit.

Pada perencanaan ini, akan digunakan baku mutu menurut Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2014 Tentang Baku Mutu Air Limbah. Baku mutu air limbah bagi usaha dan/atau kegiatan industri minyak sawit dapat dilihat pada Tabel 4.12.

Tabel 4. 12 Baku Mutu Air Limbah Pabrik Kelapa Sawit Menurut Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2014

Parameter	Satuan	Kadar Maksimum
BOD ₅	mg/L	100
COD	mg/L	350
pH	-	6 - 9

Sumber: Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 28 Tahun 2003

4.2 Alternatif Unit IPAL

Dalam perencanaan ini, akan dibuat alternatif unit IPAL, yaitu *Anaerobic Filter*, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB),

dan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR). Pada Tabel 4.13 dan Tabel 4.14 terdapat matriks perbandingan dari ketiga unit IPAL untuk dipilih unit IPAL yang akan digunakan pada perencanaan ini. Berikut adalah alternatif unit-unit IPAL tersebut:

Tabel 4. 13 Matriks Perbandingan *Anaerobic Filter*, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), dan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR)

Reaktor Parameter	<i>Anaerobic Filter</i>	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (UASB)	<i>Anaerobic Baffled Reactor</i> (ABR)
Kualitas effluen BOD (mg/L)	+	+++	++
Kualitas effluen COD (mg/L)	+	+++	++
Volume bangunan (m ³)	+++	+	++
Waktu tinggal di bak pengendap (jam)	+	+	+
HRT di tangki (jam)	+	+++	++
Luas lahan (m ²)	++	+++	+
RAB konstruksi	++	+++	+
OM per 5 tahun	++	+	+++
Produksi biogas (m ³)	+	+++	++
Potensi listrik per bulan (kWH)	+ ¹	+++ ²	++ ¹

Sumber: 1. Razif dkk., 2014

2. Siregar dkk., 2016

Keterangan : +++ = paling baik

Anaerobic lagoon merupakan instalasi proses anaerob yang paling banyak digunakan dengan jumlah instalasi >50.000. Di urutan nomor dua terdapat *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) dengan jumlah instalasi sebanyak 2.000 reaktor (Metcalf & Eddy, 2014). Proses UASB adalah proses anaerob yang paling umum digunakan untuk pengolahan air limbah domestik dan pengolahan air limbah berkekuatan tinggi.

Perbandingan kelebihan dan kekurangan antara unit IPAL *anaerobic filter* dengan unit IPAL *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR) yang mencakup volume bangunan, luas lahan yang dibutuhkan, efisiensi removal, kualitas effluent, biaya konstruksi, serta Rencana Anggaran Biaya (RAB) yang dibutuhkan. Dari segi volume bangunan yang meliputi bak ekualisasi dan unit IPAL, ABR memiliki volume bangunan yang lebih luas daripada *anaerobic filter* dengan masing-masing volumenya sebesar 66 m³ dan 39 m³. Volume bangunan ABR yang lebih besar menyebabkan luas lahan yang dibutuhkan unit ABR juga lebih besar dibandingkan unit *anaerobic filter* (Razif dkk., 2014). Sedangkan volume bangunan pada unit *anaerobic filter* lebih kecil dibandingkan dengan *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) (Siregar dkk., 2016). Dengan demikian, dari volume bangunan, *anaerobic filter* adalah unit yang paling unggul dibandingkan dengan UASB dan ABR.

Efisiensi removal ABR lebih besar daripada *anaerobic filter*, yaitu untuk BOD, *anaerobic filter* memiliki efisiensi removal sebesar 70% - 90%, sedangkan ABR memiliki efisiensi removal sebesar 70% - 95%. Untuk COD, *anaerobic filter* memiliki efisiensi removal sebesar 40% - 60%, sedangkan ABR memiliki efisiensi removal sebesar 65% - 90%. Efisiensi penyisihan yang tinggi menyebabkan kualitas effluen menjadi lebih baik. Sehingga ABR juga memiliki kualitas effluent yang lebih baik daripada *anaerobic filter* (Razif dkk., 2014).

Rencana Anggaran Biaya (RAB) adalah biaya yang harus dipersiapkan untuk biaya konstruksi serta operasi dan pemeliharaan (OM). RAB konstruksi ABR lebih besar dibandingkan dengan *anaerobic filter*. Sehingga untuk RAB konstruksi, *anaerobic filter* lebih unggul dibandingkan ABR. Akan tetapi, untuk biaya OM per lima tahun ABR lebih unggul daripada *anaerobic filter* dikarenakan biayanya lebih murah. Biaya OM *anaerobic filter* lebih mahal dibandingkan ABR karena pada unit AF diperlukan pembersihan berkala melalui penyemprotan air dari atas dengan tekanan yang cukup untuk mengurangi penumpukan dan penebalan *biofilm* yang dapat menyebabkan *clogging* dan mengurangi kinerja pengolahan (Razif dkk., 2014). Sedangkan pada perbandingan unit *anaerobic filter* dengan UASB, unit

anaerobic filter membutuhkan biaya konstruksi yang lebih besar daripada unit UASB (Siregar dkk., 2016). Dengan demikian, dari biaya RAB konstruksi, UASB adalah unit yang paling unggul dibandingkan dengan *anaerobic filter* dan ABR.

Pengolahan anaerob menghasilkan produk samping berupa biogas dan biogas tersebut berpotensi menghasilkan energi listrik. Unit ABR menghasilkan biogas dan potensi listrik per bulan lebih besar daripada unit *anaerobic filter*. Dengan demikian ABR lebih unggul dalam produksi biogas dan potensi listrik per bulan daripada *anaerobic filter* (Razif dkk., 2014).

Tabel 4. 14 Matriks Kriteria Desain *Anaerobic Filter*, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), dan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR)

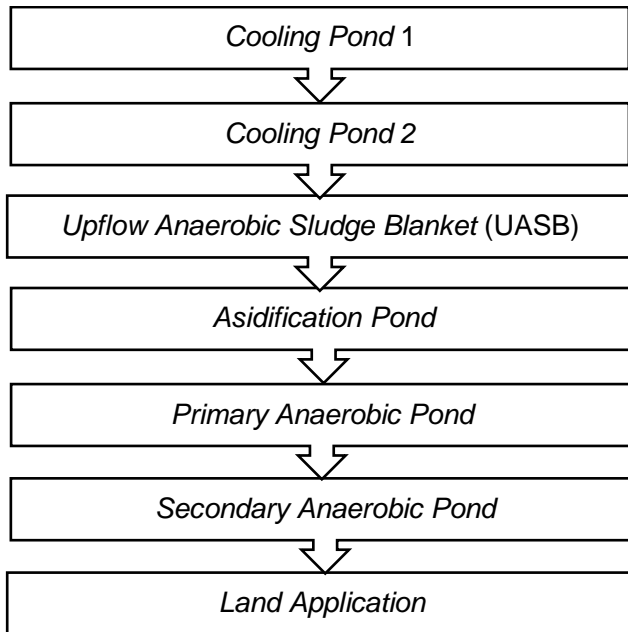
Reaktor Kriteria Desain	<i>Anaerobic Filter</i>	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (UASB)	<i>Anaerobic Baffled Reactor</i> (ABR)
HRT di tanki (jam)	24 - 72 ¹	4 - 8 ¹	6 - 24 ¹
<i>Organic loading</i> (kg COD/m ³ .hari)	5 - 20 ¹	5 - 20 ¹	5 - 10 ¹
Rasio SS/COD	0,35 - 0,45	0,35 - 0,45	0,35 - 0,45
Velocity upflow (m/jam)	< 2 ³	1 - 6 ¹	< 2 ³
BOD Removal (%)	70 - 90 ³	75 - 85 ²	70 - 95 ³
COD Removal (%)	40 - 60 ³	70 - 80 ²	65 - 90 ³

Sumber : 1. Metcalf & Eddy, 2014

2. Van Lier *et al.*, 2015

3. Sasse, 1998

Berdasarkan matriks perbandingan dari *Anaerobic Filter*, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) Reactor, dan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR), UASB reaktor memiliki lebih banyak kelebihan dibandingkan bioreaktor lainnya. Sehingga bioreaktor yang dipilih pada perencanaan ini adalah *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB). Diagram alir IPAL dengan menggunakan UASB reaktor dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4. 1 Alternatif IPAL Terpilih

Pengolahan air limbah dengan menggunakan *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor direncanakan setelah air limbah didinginkan pada *cooling pond 2*. Efluen air limbah dari *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor akan diolah kembali pada kolam-kolam IPAL yang sudah ada di PKS ini. Berikut akan dijelaskan mengenai kolam-kolam IPAL yang sudah ada di PKS dan *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor yang akan direncanakan.

1. *Cooling Pond*

Kolam ini digunakan untuk mendinginkan air limbah yang keluar dari pabrik dan juga untuk mengendapkan *sludge*. Kolam ini juga berfungsi sebagai bak ekualisasi, yaitu untuk menstabilkan arus air limbah yang masuk ke IPAL sehingga tidak akan terjadi fluktuasi debit air limbah yang masuk ke dalam IPAL dan tidak mengganggu proses kinerja dari IPAL tersebut

2. *Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor*
Unit ini berguna untuk mengurangi kandungan polutan yang terdapat pada air limbah, terutama BOD, COD, TSS, N, dan P.
3. *Asidification Pond*
Kolam asidifikasi adalah kolam pengasaman. Kolam ini bertujuan agar air limbah yang akan mulai diproses pada unit pemroses berikutnya, yaitu kolam anaerobik, mempunyai suasana keasaman yang sesuai dengan syarat pada kolam anaerobik (sekitar netral atau pH dalam *range* 6 - 9). Apabila keasamannya masih di bawah 6, maka biasanya harus dilakukan penambahan basa agar pH nya naik hingga 6 – 9.
4. *Primary Anaerobic Pond*
Pada kolam anaerobik ini terjadi perlakuan biologis terhadap limbah dengan menggunakan bakteri metagonik yang telah ada di kolam. Pada kolam anaerobik terjadi penurunan BOD dan kenaikan pH dengan nilai minimal 6.
5. *Secondary Anaerobic Pond*
Proses anaerobik yang belum sempurna pada *primary anaerobic pond* akan dilakukan penyempurnaan pada *secondary anaerobic pond*.
6. *Land Application*
Hasil akhir dari *secondary anaerobic pond* akan dimanfaatkan sebagai pupuk ke areal lahan-lahan tanaman kelapa sawit. Aplikasi limbah cair pabrik kelapa sawit dapat dilakukan dengan metode *flatbed* (perparitan), yaitu dengan mengalirkan atau memompakan limbah cair dari instalasi pengolahan air limbah fakultatif ke dalam bak distribusi, dan secara grafitasi dialirkan melalui saluran parit penghubung hingga ke ujung saluran. Pembuatan pabrik dan teras yaitu dengan membangun konstruksi saluran di antara dua baris pohon yang dihubungkan dengan saluran parit yang dapat mengalirkan limbah cair dari atas ke bawah dengan kemiringan tertentu (Pulungan, 2017).

4.3 Perhitungan Debit Air Limbah PKS

Data fluktuasi debit per hari yang diperoleh dari Pabrik Kelapa Sawit (PKS) yang berlokasi di Riau ini merupakan data debit selama 1 bulan mulai tanggal 1 Agustus 2018 sampai dengan 31 Agustus 2018. Data debit air limbah dapat dilihat pada Tabel 4.15

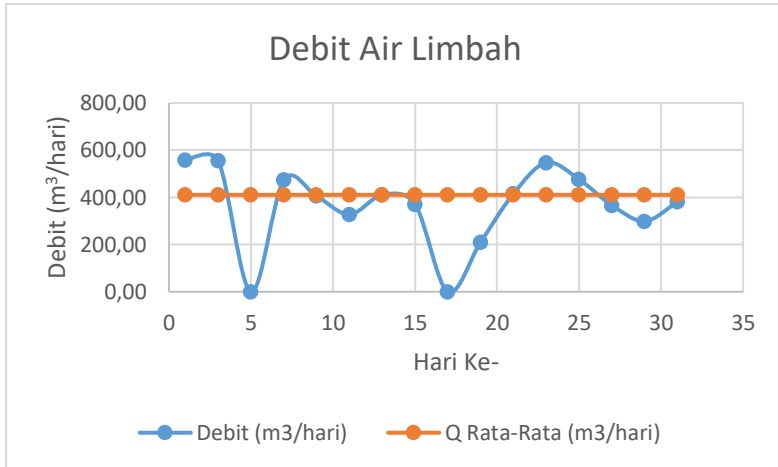
Tabel 4. 15 Debit Air Limbah PKS

Hari	Produksi Air Limbah (kg)	Densitas (g/cm ³)	Debit (m ³ /hari)
1	585000	1,05	557,14
2	580000	1,05	552,38
3	583000	1,05	555,24
4	450000	1,05	428,57
5	-	1,05	-
6	370000	1,05	352,38
7	498000	1,05	474,29
8	510000	1,05	485,71
9	426000	1,05	405,71
10	365000	1,05	347,62
11	344000	1,05	327,62
12	340000	1,05	323,81
13	431000	1,05	410,48
14	440000	1,05	419,05
15	390000	1,05	371,43
16	409000	1,05	389,52
17	-	1,05	-
18	431000	1,05	410,48
19	221000	1,05	210,48
20	386000	1,05	367,62

Hari	Produksi Air Limbah (kg)	Densitas (g/cm ³)	Debit (m ³ /hari)
21	436000	1,05	415,24
22	232000	1,05	220,95
23	575000	1,05	547,62
24	580000	1,05	552,38
25	500000	1,05	476,19
26	415000	1,05	395,24
27	385000	1,05	366,67
28	485000	1,05	461,90
29	314000	1,05	299,05
30	430000	1,05	409,52
31	400000	1,05	380,95
Q Rata-Rata			410,87
Q Terendah			210,48
Q Tertinggi			557,14

Sumber: PKS Riau

Grafik debit air limbah yang diperoleh dari perhitungan debit yang telah dilakukan di atas dapat dilihat pada Gambar 4.2 berikut.



Gambar 4. 2 Debit Air Limbah

4.4 Perhitungan Detail Engineering Design (DED) *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB)

4.4.1 Perhitungan Dimensi

Perhitungan dimensi didasarkan pada kriteria desain unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) menurut buku Metcalf and Eddy (2014), yaitu sebagai berikut:

1. HRT = 4 - 8 jam
2. OLR = 20kg.COD/m³.hari (5 - 20)
3. *Upflow velocity* = 1 m/jam (1 - 6 m/jam)
4. Tinggi reaktor = 7 m (5 - 20 m)
5. Temperatur reaktor = 25 - 35°C
6. Y_H = 0,08 g VSS/g COD
7. b_H = 0,03 g VSS/g VSS.hari
8. f_d = 0,10 g VSS
9. Produksi metana pada 0°C = 0,35 L CH₄/g COD
10. Kandungan energi metana pada 0°C = 38846 kJ/m³
11. % metana dalam fase gas = 65%
12. Ketinggian *clear zone* di atas selimut lumpur = 0,5 m
13. Ketinggian pemisah padatan gas = 2,5 m
14. Panjang : lebar reaktor = 2 : 1

15. Rata-rata konsentrasi padatan dalam proses volume = 30 kg VSS/m³

16. Konsentrasi efluen VSS = 0,120 g/m³

Diketahui:

1. Q_{ave} = 410,87 m³/hari = 17,12 m³/jam
2. COD_{inf} (So) = 92246,58 mg/L = 92,246 kg/m³
3. BOD_{inf} = 40500 mg/L = 40,5 kg/m³
4. TSS = 50720 mg/L = 50,72 kg/m³
5. T = 34°C
6. pH = 4,76

Perhitungan:

1. a) Menentukan volume proses reaktor

$$V_{up} = 1 \text{ m/jam}$$

$$A = \frac{Q_{ave}}{V_{up}}$$

$$= \frac{410,87 \text{ m}^3/\text{hari}}{(1 \text{ m/jam}) (24 \text{ jam/hari})}$$
$$= 17,1 \text{ m}^2$$

$$V_u = A \cdot H$$
$$= 17,1 \text{ m}^2 \times 6 \text{ m}$$
$$= 102,6 \text{ m}^2$$

Cek V_{up}

$$V_{up} \text{ akhir} = \frac{Q_{ave}}{A} = \frac{17,12 \text{ m}^3/\text{jam}}{17,1 \text{ m}^2} = 1 \text{ m/jam}$$

- b) Menentukan volume reaktor dari OLR

$$V_{OLR} = \frac{Q \cdot S_o}{OLR} = \frac{410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 92,246 \text{ kg/m}^3}{20 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{hari}} = 1895,06 \text{ m}^3$$

Dikarenakan V_{OLR} yang besar, maka dibuat 2 reaktor paralel.

$$\text{Maka, } \frac{V_{OLR}}{2} = \frac{1895,06 \text{ m}^3}{2} = 947,53 \text{ m}^3$$

2. Menentukan *Hydraulic Retention Time* (HRT)

$$HRT = \frac{H}{V_{up}} = \frac{6 \text{ m}}{1 \text{ m/jam}} = 6 \text{ jam}$$

3. Menentukan dimensi reaktor

a) Luas Reaktor = $L \cdot W = 2W \cdot W = 2W^2$

$$A = \frac{V}{H} = \frac{947,53 \text{ m}^3}{6 \text{ m}} = 157,92 \text{ m}^2$$

$$A = 2W^2$$

$$W = \sqrt{\frac{A}{2}} = \sqrt{\frac{157,92 \text{ m}^2}{2}} = 8,89 \text{ m} \approx 9 \text{ m}$$

$$L = 2W = 2 \times 9 \text{ m} = 18 \text{ m}$$

b) Total tinggi reaktor

$$\begin{aligned} H_{\text{Total}} &= \text{tinggi reaktor proses} + \text{clear zone} + \text{tinggi pemisah} \\ &\quad \text{padatan gas} \\ &= 6 \text{ m} + 0,5 \text{ m} + 2,5 \text{ m} \\ &= 9 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menentukan SRT reaktor

a) P_x SRT

$$b) P_x = \frac{Q(YH)(So-S)}{1+bH(SRT)} + \frac{fd.bH(Q)(YH)(So-S)(SRT)}{1+bH(SRT)} + (nb \text{ VSS}) Q$$

c) Substitusi a) dan b)

$$\begin{aligned} X_{\text{VSS}}(V) &= \frac{Q(YH)(So-S)(SRT)[1+fd.bH(SRT)]}{1+bH(SRT)} + (nb \text{ VSS}) Q \\ (SRT) \\ So-S &= 0,8So \\ &= 0,8 (92246,58 \text{ grCOD/m}^3) \\ &= 73797,26 \text{ grCOD/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &\frac{(30.000 \text{ gr VSS/m}^3)(947,53 \text{ m}^3)}{(410,87 \text{ m}^3/\text{hari})(0,08 \text{ gVSS/gCOD})(73797,26 \text{ grCOD/m}^3)(SRT)} \\ &\quad \frac{[1+0,10 \text{ g VSS}(0,03 \text{ g VSS/g VSS.hari})(SRT)]}{1+0,03 \text{ g VSS/g VSS.hari}(SRT)} + \\ &3740 \text{ g VSS/m}^3 (410,87 \text{ m}^3/\text{hari})(SRT) \end{aligned}$$

$$SRT = 8,04 \text{ hari}$$

5. Menentukan produksi lumpur harian

$$\begin{aligned} P_{X,\text{VSS}} &= \frac{X_{\text{VSS}}(V)}{SRT} \\ &= \frac{(30.000 \text{ gr VSS/m}^3) (947,53 \text{ m}^3)}{8,04 \text{ hari}} \\ &= 3535559,7 \text{ gr/hari} \\ &= 3535,559 \text{ kg/hari} \approx 3536 \text{ kg/hari.reaktor} \end{aligned}$$

$$\text{Produksi lumpur harian 2 unit UASB} = 2 \times 3536 \text{ kg/hari}$$

$$= 7072 \text{ kg/hari}$$

6. Menentukan volume lumpur harian yang berlebih

$$P_{X,\text{VSS}} = Q(X_e) + X (Q_w)$$

$$Q_w = \frac{P_{X,\text{VSS}} - Q(X_e)}{X}$$

$$= \frac{3535559,7 \text{ gr/hari} - (410,87 \text{ m}^3/\text{hari})(0,120 \text{ g VSS/m}^3)}{30.000 \text{ g VSS/m}^3}$$

$$= 117,85 \text{ m}^3/\text{hari.reaktor}$$

$$Q_w \text{ 2 unit UASB} = 2 \times 117,85 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 235,7 \text{ m}^3/\text{hari}$$

7. Menentukan laju produksi gas metana dengan keseimbangan COD

$$\text{MCOD}_{\text{inf}} = Q \times \text{COD}_{\text{inf}}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (92246,58 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 37901,35 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{Efisiensi penyisihan COD} = 80\%$$

$$\text{COD}_{\text{eff}} \text{ di UASB} = \text{COD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{COD}_{\text{rem}})$$

$$= 92246,58 \text{ mg/L} \times (1 - 80\%)$$

$$= 18449,32 \text{ mg/L}$$

$$\text{MCOD}_{\text{eff}} = Q \times \text{COD}_{\text{eff}}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (18449,32 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 7580,27 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{MCOD}_{\text{rem}} = \text{MCOD}_{\text{inf}} - \text{MCOD}_{\text{eff}}$$

$$= 37901,35 \text{ kgCOD/hari} - 7580,27 \text{ kgCOD/hari}$$

$$= 30321,08 \text{ kgCOD/hari}$$

- Pada kondisi standart, rata-rata laju produksi metana
 $0,35 \text{ L CH}_4 = 1 \text{ gr COD terdegradasi}$
- $$\text{CH}_4 = \frac{30321,08 \text{ kgCOD/hari}}{1 \text{ gr COD} / 0,35 \text{ L}}$$
- $$= \frac{30321,08 \times 10^3 \text{ gCOD/hari}}{1 \text{ gr COD} / 0,35 \text{ L}}$$
- $$= 10612378 \text{ L/hari}$$
- $$= 10612,38 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari untuk 2 UASB reaktor pada } 0^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} &\text{➤ Total laju produksi metana pada } 34^{\circ}\text{C} \\ &= (10612,38 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}) \times \frac{(273,15+34)^{\circ}\text{C}}{273,15^{\circ}\text{C}} \\ &= 11933 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari} \end{aligned}$$

8. Menentukan laju produksi gas total

$$\begin{aligned} \text{Laju produksi gas total} &= \frac{11933 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}}{0,65 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3 \text{ gas}} \\ &= 18358,46 \text{ m}^3 \text{ gas}/\text{hari} \end{aligned}$$

9. Kandungan total energi produksi metana

$$\begin{aligned} \text{Energi} &= (38846 \text{ kJ/m}^3) (10612,38 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}) \\ &= 412,2 \times 10^6 \text{ kJ}/\text{hari} \end{aligned}$$

10. Alkalinitas

$$\text{pH} = 4,76 ; T = 34^{\circ}\text{C}$$

$$\text{pH}_{\text{actual}} = 1,7177 \log (\text{M alk}) + 4,1333$$

$$4,76 = 1,7177 \log (\text{M alk}) + 4,1333$$

$$\text{Influen alkalinitas} = 2,4 \text{ ppm CaCO}_3 = 2,4 \text{ g/m}^3 \text{ CaCO}_3$$

$$\text{Asumsi pH} = 7,2 \rightarrow \text{Alkalinitas} = 61 \text{ g/m}^3 \text{ CaCO}_3$$

$$\begin{aligned} \text{Alkalinitas yang dibutuhkan} &= (61 - 2,4) \text{ g/m}^3 \text{ CaCO}_3 \\ &= 58,6 \text{ g/m}^3 \text{ CaCO}_3 \end{aligned}$$

$$\text{Alkalinitas dalam kg}/\text{hari}$$

$$= (58,6 \text{ g/m}^3) (410,87 \text{ m}^3/\text{hari}) (1 \text{ kg}/10^3 \text{ g})$$

$$= 24 \text{ kg}/\text{hari}$$

4.4.2 Sistem Influen

Berdasarkan kriteria desain untuk tipe lumpur berbentuk granular, maka area influen untuk pipa distribusi memiliki diameter 114 mm dengan jarak antar pipa 100 cm. Perhitungan jumlah pipa adalah sebagai berikut:

$$\text{- Panjang} = (\text{Jarak antar pipa} \times n_p) + (\text{diameter} \times n_p)$$

$$1800 \text{ cm} = (100 \text{ cm} \times n_p) + (3,2 \text{ cm} \times n_p)$$

$$n_p = 17 \text{ buah}$$

$$\text{- Lebar} = (\text{Jarak antar pipa} \times n_l) + (\text{diameter} \times n_l)$$

$$900 \text{ cm} = (100 \text{ cm} \times n_l) + (3,2 \text{ cm} \times n_l)$$

$$n_l = 8 \text{ buah} - 1$$

$$n_l = 7 \text{ buah}$$

4.4.3 Dimensi Penangkap Gas

Jumlah pengumpul gas tiap reaktor = 4 buah

Panjang tiap pengumpul gas (Lg) = 3 m

Total panjang pengumpul gas (Lt) = 4 buah x 3 m x 2 reaktor
= 24 m

Lebar bagian atas penangkap gas (Wg) = 0,44 m

Total area dari penangkap gas (Ai) = Lt x Wg
= 24 m x 0,44 m
= 10,56 m² ≈ 11 m²

4.5 Perhitungan Pompa

Pompa pada perencanaan ini berfungsi untuk mengalirkan air secara konstan dari *cooling pond* II menuju UASB reaktor. Untuk menentukan jenis pompa yang digunakan, maka dilakukan perhitungan pompa. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perhitungan pompa adalah sebagai berikut:

1. Debit = 410,87 m³/hari = 0,00476 m³/detik
2. Kecepatan aliran dalam pipa harus <2 m/detik untuk mencegah tergerusnya pipa oleh aliran air.
3. Pompa yang digunakan adalah pompa *centrifugal* untuk air limbah.

Berikut adalah perhitungan pompa:

Diketahui:

- Debit (Q) = 0,00476 m³/detik
- V asumsi = 1,5 m/s

Pipa Suction

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang pipa (A)} &= Q / V \\ &= \frac{0,00476 \text{ m}^3/\text{s}}{1,5 \text{ m/s}}\end{aligned}$$

$$= 0,00317 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi d^2$$

$$d = \left(\frac{A}{\frac{1}{4} \pi} \right)^{0,5}$$

$$d = \left(\frac{0,00317 \text{ m}^2}{\frac{1}{4} \pi} \right)^{0,5}$$

$$d = 0,064 \text{ m} = 64 \text{ mm} \approx 89 \text{ mm}$$

$$V_{\text{check}} = 0,6 \text{ m/s}$$

Pipa Discharge

$$\text{Luas penampang pipa (A)} = Q / V$$

$$= \frac{0,00476 \text{ m}^3/\text{s}}{1,5 \text{ m/s}}$$

$$= 0,00317 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi d^2$$

$$d = \left(\frac{A}{\frac{1}{4} \pi} \right)^{0,5}$$

$$d = \left(\frac{0,00317 \text{ m}^2}{\frac{1}{4} \pi} \right)^{0,5}$$

$$d = 0,064 \text{ m} = 64 \text{ mm} \approx 89 \text{ mm}$$

$$V_{\text{check}} = 0,8 \text{ m/s}$$

Pemompaan

$$\text{Jumlah pompa} = 1 \text{ buah}$$

$$Q_{\text{pompa}} = 0,00476 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Headloss pompa

$$\text{Head statis} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa suction (L)} = 6 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa discharge (L)} = 90 \text{ m}$$

Major Losses

$$H_f \text{ suction} = \left(\frac{0,00476 \text{ m}^3/\text{s}}{0,278 \times 110 \times 0,089^{2,63}} \right)^{1,85} \times 6 \text{ m} = 0,07 \text{ m}$$

$$H_f \text{ discharge} = \left(\frac{0,00476 \text{ m}^3/\text{s}}{0,278 \times 110 \times 0,089^{2,63}} \right)^{1,85} \times 90 \text{ m} = 1,05 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_f \text{ major losses} &= H_f \text{ suction} + H_f \text{ discharge} \\ &= 0,07 \text{ m} + 1,05 \text{ m} \\ &= 1,12 \text{ m} \end{aligned}$$

Major Losses

$$\begin{aligned}\text{Head velocity} &= \frac{V_{check}^2}{2 \times 9,8} \\ &= \frac{0,8 \text{ m/s}^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,04 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Hfm belokan (1 buah)} = 1 \times 0,4 \times \frac{0,8 \text{ m/s}^2}{2 \times 9,8} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{Hfm valve (1 buah)} = 1 \times 0,3 \times \frac{0,8 \text{ m/s}^2}{2 \times 9,8} = 0,01 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Hf minor losses} &= \text{Hfm belokan} + \text{Hfm valve} \\ &= 0,02 \text{ m} + 0,01 \text{ m} \\ &= 0,03 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Hf total} &= \text{Head statis} + \text{Hf major losses} + \text{Hf minor losses} \\ &= 4 \text{ m} + 1,12 \text{ m} + 0,03 \text{ m} \\ &= 5,15 \text{ m}\end{aligned}$$

Power Pompa

$$\text{Densitas} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Power pompa} &= 9,8 \times Q \text{ pompa} \times \text{Hf total} \times \text{densitas} \\ &= 9,8 \times 0,00476 \text{ m}^3/\text{detik} \times 5,15 \text{ m} \times 1000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 240,24 \text{ Watt}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Efisiensi pompa (60\%)} &= 0,6 \times 240,24 \text{ Watt} \\ &= 144,144 \text{ Watt}\end{aligned}$$

Tipe Pompa

$$Q \text{ Pompa} = 0,00476 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Hf Total} = 5,15 \text{ m}$$

Pompa yang digunakan adalah *self priming waste water centrifugal pumps with standart IEC electric motor S Series BI-Block* dari Bedu Pompen dengan tipe S40.

(Gambar dan keterangan lebih jelas terdapat pada Lampiran).

4.6 Perhitungan Unit Pengolah Lumpur

Jumlah lumpur yang akan diolah dari setiap unit UASB = 3536 kg/hari.

Laju produksi lumpur harian per 1 unit UASB

$$= \frac{3536 \text{ kg/hari}}{30 \text{ kg VSS/m}^3}$$

$$= 117,9 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 4,9 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Lumpur yang sudah jenuh nantinya akan turun dan mengendap di bagian bawah reaktor. Sehingga direncanakan tambahan ruang di bagian bawah unit UASB reaktor yang berbentuk seperti limas segi empat. Setelah 4 jam diendapkan, *valve* nantinya akan dibuka agar lumpur bisa dialirkan menuju bak penampung lumpur. Dimensi ruang untuk endapan lumpur pada 1 unit UASB reaktor adalah sebagai berikut:

$$\text{Volume} = Q \times t_d$$

$$= 4,9 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam}$$

$$= 19,6 \text{ m}^3 \approx 20 \text{ m}^3$$

$$\text{Dimensi penampung lumpur} \quad \rightarrow V = \frac{1}{3} \times \text{Luas alas} \times \text{tinggi}$$

$$t = \frac{V \times 3}{\text{Luas alas}}$$

$$= \frac{V \times 3}{\text{Luas alas}}$$

$$= \frac{20 \text{ m}^3 \times 3}{18 \text{ m} \times 9 \text{ m}}$$

$$t = 0,4 \text{ m} \approx 1 \text{ m}$$

$$p = 18 \text{ m}$$

$$l = 9 \text{ m}$$

Lumpur yang dihasilkan dari 2 unit UASB reaktor tersebut lalu dialirkan menuju bak penampung lumpur. Direncanakan lumpur disimpan selama 1 hari. Lumpur di dalam bak penampung lumpur tersebut diendapkan dengan cara menambahkan elektrolit, yaitu CaO. Endapan lumpur tersebut selanjutnya akan diolah dengan menggunakan unit pengolah lumpur. Dimensi bak penampung lumpur adalah sebagai berikut:

$$V = Q \times t_d$$

$$= 117,9 \text{ m}^3/\text{hari} \times 1 \text{ hari} \times 2 \text{ unit}$$

$$V = 235,8 \text{ m}^3 \approx 236 \text{ m}^3$$

Dimensi bak penampung lumpur $\rightarrow p = 10 \text{ m}$

$$l = 7,9 \text{ m}$$

$$h = 3 \text{ m}$$

Perhitungan Pompa

Pompa pada perencanaan ini berfungsi untuk mengalirkan air secara konstan dari bak penampung lumpur menuju *belt filter press*. Untuk menentukan jenis pompa yang digunakan, maka dilakukan perhitungan pompa. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perhitungan pompa adalah sebagai berikut:

1. Debit = $235,8 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,00273 \text{ m}^3/\text{detik}$
2. Kecepatan aliran dalam pipa harus $< 2 \text{ m/detik}$ untuk mencegah tergerusnya pipa oleh aliran air.
3. Pompa yang digunakan adalah pompa *submersible* untuk lumpur.

Berikut adalah perhitungan pompa:

Diketahui:

- Debit (Q) = $0,00273 \text{ m}^3/\text{detik}$
- V asumsi = $1,5 \text{ m/s}$

$$\text{Luas penampang pipa (A)} = Q / V$$

$$= \frac{0,00273 \text{ m}^3/\text{s}}{1,5 \text{ m/s}}$$

$$= 0,00182 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi d^2$$

$$d = \left(\frac{A}{\frac{1}{4} \pi} \right)^{0,5}$$

$$d = \left(\frac{0,00182 \text{ m}^2}{\frac{1}{4} \pi} \right)^{0,5}$$

$$d = 0,048 \text{ m} = 48 \text{ mm} \approx 60 \text{ mm}$$

$$V \text{ check} = 1 \text{ m/s}$$

Head pompa = Hf statis + Hf system
Hf statis = 2,5 m
Hf sistem = mayor losses + minor losses

Mayor losses

L suction = 0

Hf = 0

L discharge = 3 m

Hf discharge = $\left(\frac{0,00273 \text{ m}^3/\text{s}}{0,278 \times 110 \times 0,06^{2,63}} \right)^{1,85} \times 3 \text{ m} = 0,09 \text{ m}$

Minor Losses

- Tee untuk pembagi debit (K = 0,9)

$$Hf = \frac{K \times v^2}{2g} = \frac{0,9 \times 1^2}{2 \times 9,8} = 0,05 \text{ m}$$

- Belokan 90° (K = 0,5)

$$Hf = \frac{K \times v^2}{2g} = \frac{0,5 \times 1^2}{2 \times 9,8} = 0,03 \text{ m}$$

- Hf kecepatan

$$Hf = \frac{v^2}{2g} = \frac{1^2}{2 \times 9,8} = 0,05 \text{ m}$$

- Minor losses total = 0,05 m + 0,03 m + 0,05 m
= 0,13 m

Hf sistem = Hf discharge + Minor losses total
= 0,09 m + 0,13 m
= 0,22 m

Hf total = Hf statis + Hf sistem
= 2,5 m + 0,22 m
= 2,72 m

Pompa yang digunakan adalah *submersible sludge pump* dari SULZER dengan tipe J12

(Gambar dan keterangan lebih jelas terdapat pada Lampiran).

Pada perencanaan ini, akan digunakan 2 unit *belt filter press* untuk pengolahan lumpur yang telah diendapkan pada bak penampung lumpur. *Belt filter press* yang digunakan buatan MEIBA dengan tipe DYQ2000WP1 dengan spesifikasi (satu kali pengoperasian) alat sebagai berikut:

Lebar = 2900 mm

Panjang = 5600 mm

Kapasitas proses = 12 – 18 m³/jam

Tinggi = 2300 mm

Berat total = 6 ton

(Gambar dan keterangan lebih jelas terdapat pada Lampiran).

Lumpur yang keluar dari *belt filter press* tersebut dapat dimanfaatkan sebagai pupuk organik untuk tanaman.

4.7 Gas Holder

Gas yang dihasilkan dari 2 unit UASB reaktor akan disimpan pada tangki penyimpanan biogas. Jumlah gas yang dihasilkan oleh 2 unit UASB reaktor dalam 1 hari adalah 18358,46 m³gas/hari. Untuk mengalirkan biogas dari UASB reaktor ke tangki penyimpanan gas, digunakan pompa vakum. Gas yang disimpan nantinya adalah gas bertekanan pada kondisi standart. Volume tangki penyimpanan gas yang diperlukan adalah sebagai berikut:

$$n_{CH_4} = \frac{M_{CH_4}}{Mr_{CH_4}} = \frac{0,656 \text{ kg/m}^3 \times 10612,38 \text{ m}^3 \text{ CH}_4}{16} = 435,1 \text{ mol}$$

$$PV = nRT$$

$$100 \text{ kPa} \times V = 435,1 \text{ mol} \times 8,314 \text{ J/mol.K} \times 273,15 \text{ K}$$

$$V = \frac{435,1 \text{ mol} \times 8,314 \text{ J/mol.K} \times 273,15 \text{ K}}{10^5 \text{ N/m}^2}$$

$$V = 9,88 \text{ m}^3 \approx 10 \text{ m}^3$$

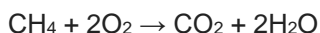
Pada perencanaan ini, gas akan disimpan dalam tangki *gas holder* selama 14 hari, sehingga volume tangki biogas yang diperlukan adalah 140 m³. Direncanakan tangki *gas holder* pada PKS berjumlah 2 buah dengan masing-masing kapasitas tangki gas adalah 70 m³. Tangki *gas holder* akan dibuat berbentuk tabung dengan tinggi 5,1 m dan terbuat dari bahan baja *stainless steel*. Dimensi masing-masing tangki *gas holder* adalah sebagai berikut:

$$V = \pi \times r^2 \times t$$

$$70 \text{ m}^3 = \pi \times r^2 \times 5,1 \text{ m}$$

$$r = 2,1 \text{ m}$$

Gas yang disimpan pada gas holder tersebut selanjutnya akan dikonversikan menjadi energi listrik. Sementara kelebihan biogas yang dihasilkan nantinya akan dibakar dengan menggunakan *flare*. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



4.8 **Mass Balance**

Perhitungan kesetimbangan massa diperlukan untuk mengetahui proses yang terjadi pada setiap unit. Berikut perhitungan mass balance untuk unit UASB reaktor, *asidification pond*, *primary anaerobic pond*, dan *secondary anaerobic pond*.

4.8.1 **Mass Balance UASB Reaktor**

Direncanakan:

Effisiensi penyisihan BOD = 75%

Effisiensi penyisihan COD = 80%

$$\text{BOD}_{\text{eff}} \text{ di UASB} = \text{BOD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{BOD}_{\text{rem}})$$

$$= 40500 \text{ mg/L} \times (1 - 75\%)$$

$$= 10125 \text{ mg/L}$$

$$\text{COD}_{\text{eff}} \text{ di UASB} = \text{COD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{COD}_{\text{rem}})$$

$$= 92246,58 \text{ mg/L} \times (1 - 80\%)$$

$$= 18449,32 \text{ mg/L}$$

$$\text{MBOD}_{\text{inf}} = Q \times \text{BOD}_{\text{inf}}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (40500 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 16640,24 \text{ kgBOD/hari}$$

$$\text{MCOD}_{\text{inf}} = Q \times \text{COD}_{\text{inf}}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (92246,58 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 37901,35 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{MBODeff} = Q \times \text{BODeff}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (10125 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 4160,06 \text{ kgBOD/hari}$$

$$\text{MCODeff} = Q \times \text{CODeff}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (18449,32 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 7580,27 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{MBODrem} = \text{MBODinf} - \text{MBODeff}$$

$$= 16640,24 \text{ kgBOD/hari} - 4160,06 \text{ kgBOD/hari}$$

$$= 12480,18 \text{ kgBOD/hari}$$

$$\text{MCODrem} = \text{MCODinf} - \text{MCODEff}$$

$$= 37901,35 \text{ kgCOD/hari} - 7580,27 \text{ kgCOD/hari}$$

$$= 30321,08 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{Produksi gas keluaran dari UASB} = \rho \times V$$

$$= 0,656 \text{ kg/m}^3 \times 11933 \text{ m}^3/\text{hari}$$

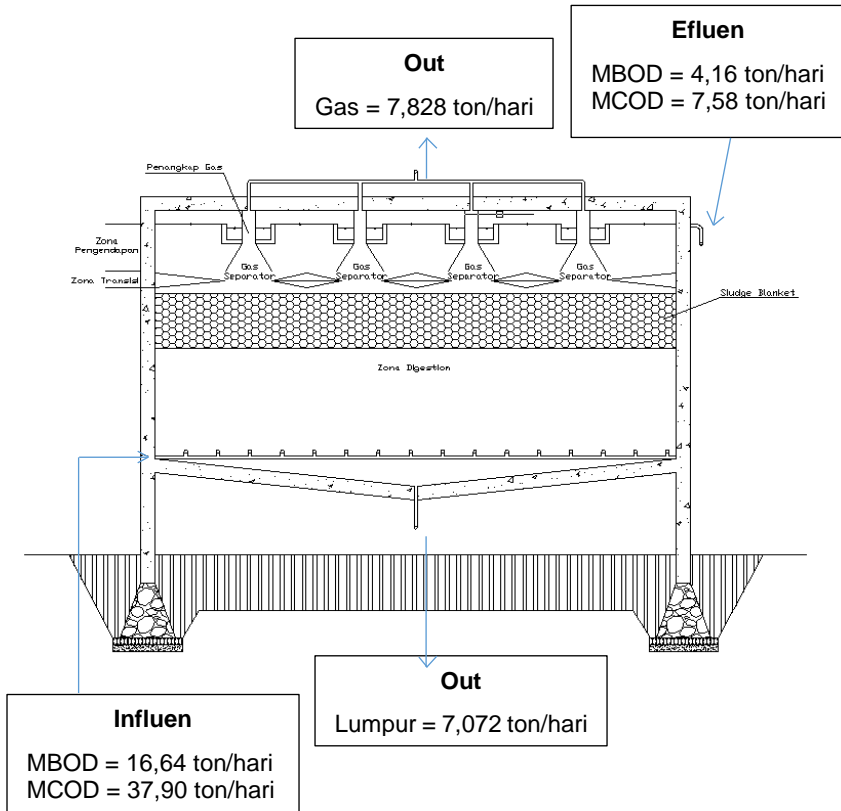
$$= 7828 \text{ kg/hari}$$

$$= 7,828 \text{ ton/hari}$$

$$\text{Produksi lumpur keluaran dari UASB} = 7072 \text{ kg/hari}$$

$$= 7,072 \text{ ton/hari}$$

Skema *mass balance* pada UASB reaktor disajikan pada Gambar 4.3



Gambar 4. 3 Mass Balance UASB Reaktor

4.8.2 Mass Balance Asidification Pond

Untuk menentukan efisiensi penyisihan BOD dan COD pada *asidification pond*, maka dilakukan perhitungan berdasarkan hasil laboratorium yang diperoleh pada *asidification pond* (kolam 2) dan *primary anaerobic pond* (kolam 3).

Tabel 4. 16 Karakteristik Air Limbah pada *Asidification Pond* (Kolam 2) dan *Primary Anaerobic Pond* (Kolam 3)

	<i>Asidification Pond</i> (Kolam 2)	<i>Primary Anaerobic Pond</i> (Kolam 3)
BOD ₅ (mg/L)	40500	9575
COD (mg/L)	92246,58	23080,89

Efisiensi Penyisihan BOD₅

$$9575 \text{ mg/L} = 40500 \text{ mg/L} - \left(\frac{x}{100} \cdot 40500 \text{ mg/L}\right)$$

$$9575 \text{ mg/L} = 40500 \text{ mg/L} - 405x$$

$$405x = 30925$$

$$X = 76\%$$

Efisiensi Penyisihan COD

$$23080,89 \text{ mg/L} = 92246,58 \text{ mg/L} - \left(\frac{x}{100} \cdot 92246,58 \text{ mg/L}\right)$$

$$23080,89 \text{ mg/L} = 92246,58 \text{ mg/L} - 922,4658x$$

$$922,4658x = 69165,69$$

$$X = 75\%$$

Maka,

$$\text{BOD}_{\text{eff}} \text{ di } \textit{asidification pond} = \text{BOD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{BOD}_{\text{rem}})$$

$$= 10125 \text{ mg/L} \times (1 - 76\%)$$

$$= 2430 \text{ mg/L}$$

$$\text{COD}_{\text{eff}} \text{ di } \textit{asidification pond} = \text{COD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{COD}_{\text{rem}})$$

$$= 18449,32 \text{ mg/L} \times (1 - 75\%)$$

$$= 4612,33 \text{ mg/L}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MBOD}_{\text{inf}} &= Q \times \text{BOD}_{\text{inf}} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (10125 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 4160,06 \text{ kgBOD/hari} \\
 \text{MCOD}_{\text{inf}} &= Q \times \text{COD}_{\text{inf}} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (18449,32 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 7580,27 \text{ kgCOD/hari} \\
 \text{MBOD}_{\text{eff}} &= Q \times \text{BOD}_{\text{eff}} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (2430 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 998,41 \text{ kgBOD/hari} \\
 \text{MCOD}_{\text{eff}} &= Q \times \text{COD}_{\text{eff}} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (4612,33 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 1895,07 \text{ kgCOD/hari} \\
 \text{MBOD}_{\text{rem}} &= \text{MBOD}_{\text{inf}} - \text{MBOD}_{\text{eff}} \\
 &= 4160,06 \text{ kgBOD/hari} - 998,41 \text{ kgBOD/hari} \\
 &= 3161,65 \text{ kgBOD/hari} \\
 \text{MCOD}_{\text{rem}} &= \text{MCOD}_{\text{inf}} - \text{MCOD}_{\text{eff}} \\
 &= 7580,27 \text{ kgCOD/hari} - 1895,07 \text{ kgCOD/hari} \\
 &= 5685,2 \text{ kgCOD/hari}
 \end{aligned}$$

4.8.3 **Mass Balance Primary Anaerobic Pond I**

Untuk menentukan efisiensi penyisihan BOD dan COD pada *primary anaerobic pond*, maka dilakukan perhitungan berdasarkan hasil laboratorium yang diperoleh pada *primary anaerobic pond* (kolam 3) dan *primary anaerobic pond* (kolam 8).

Tabel 4. 17 Karakteristik Air Limbah pada *Primary Anaerobic Pond* (Kolam 3) dan *Primary Anaerobic Pond* (Kolam 8)

	<i>Primary Anaerobic Pond</i> (Kolam 3)	<i>Primary Anaerobic Pond</i> (Kolam 8)
BOD ₅ (mg/L)	9575	1610
COD (mg/L)	23080,89	12969,22

Efisiensi Penyisihan BOD₅

$$1610 \text{ mg/L} = 9575 \text{ mg/L} - \left(\frac{x}{100} \cdot 9575 \text{ mg/L}\right)$$

$$1610 \text{ mg/L} = 9575 \text{ mg/L} - 95,75x$$

$$95,75x = 7965$$

$$X = 83\%$$

Efisiensi Penyisihan COD

$$12969,22 \text{ mg/L} = 23080,89 \text{ mg/L} - \left(\frac{x}{100} \cdot 23080,89 \text{ mg/L}\right)$$

$$12969,22 \text{ mg/L} = 23080,89 \text{ mg/L} - 230,8089x$$

$$230,8089x = 10111,67$$

$$X = 44\%$$

Maka,

$$\text{BOD}_{\text{eff}} \text{ di } \textit{primary anaerobic pond} = \text{BOD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{BOD}_{\text{rem}})$$

$$= 2430 \text{ mg/L} \times (1 - 83\%)$$

$$= 413 \text{ mg/L}$$

$$\text{COD}_{\text{eff}} \text{ di } \textit{primary anaerobic pond} = \text{COD}_{\text{inf}} \times (1 - \text{COD}_{\text{rem}})$$

$$= 4612,33 \text{ mg/L} \times (1 - 44\%)$$

$$= 2582,90 \text{ mg/L}$$

$$\begin{aligned}\text{MBODinf} &= Q \times \text{BODinf} \\ &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (2430 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\ &= 998,41 \text{ kgBOD/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{MCODinf} &= Q \times \text{CODinf} \\ &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (4612,33 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\ &= 1895,07 \text{ kgCOD/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{MBODeff} &= Q \times \text{BODeff} \\ &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (413 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\ &= 169,69 \text{ kgBOD/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{MCODEff} &= Q \times \text{CODEff} \\ &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (2582,90 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\ &= 1061,24 \text{ kgCOD/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{MBODrem} &= \text{MBODinf} - \text{MBODEff} \\ &= 998,41 \text{ kgBOD/hari} - 169,69 \text{ kgBOD/hari} \\ &= 828,72 \text{ kgBOD/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{MCODrem} &= \text{MCODinf} - \text{MCODEff} \\ &= 1895,07 \text{ kgCOD/hari} - 1061,24 \text{ kgCOD/hari} \\ &= 833,83 \text{ kgCOD/hari}\end{aligned}$$

4.8.4 Mass Balance Primary Anaerobic Pond II

$$\text{Efisiensi Penyisihan BOD}_5 = 83\%$$

$$\text{Efisiensi Penyisihan COD} = 44\%$$

Maka,

$$\text{BODeff di primary anaerobic pond} = \text{BODinf} \times (1 - \text{BODrem})$$

$$= 413 \text{ mg/L} \times (1 - 83\%)$$

$$= 70,21 \text{ mg/L}$$

$$\text{CODeff di primary anaerobic pond} = \text{CODinf} \times (1 - \text{CODrem})$$

$$= 2582,90 \text{ mg/L} \times (1 - 44\%)$$

$$= 1446,42 \text{ mg/L}$$

$$\text{MBODinf} = Q \times \text{BODinf}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (413 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 169,69 \text{ kgBOD/hari}$$

$$\text{MCODinf} = Q \times \text{CODinf}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (2582,90 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 1061,24 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{MBODEff} = Q \times \text{BODEff}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (70,21 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 28,85 \text{ kgBOD/hari}$$

$$\text{MCODEff} = Q \times \text{CODEff}$$

$$= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (1446,42 \text{ mg/L} \times 10^{-3})$$

$$= 594,29 \text{ kgCOD/hari}$$

$$\text{MBODrem} = \text{MBODinf} - \text{MBODEff}$$

$$= 169,69 \text{ kgBOD/hari} - 28,85 \text{ kgBOD/hari}$$

$$= 140,84 \text{ kgBOD/hari}$$

$$\text{MCODrem} = \text{MCODinf} - \text{MCODEff}$$

$$= 1061,24 \text{ kgCOD/hari} - 594,29 \text{ kgCOD/hari}$$

$$= 466,95 \text{ kgCOD/hari}$$

4.8.5 Mass Balance Secondary Anaerobic Pond

Untuk menentukan efisiensi penyisihan BOD dan COD pada *secondary anaerobic pond*, maka dilakukan perhitungan berdasarkan hasil laboratorium yang diperoleh pada *primary anaerobic pond* (kolam 8) dan *secondary anaerobic pond* (kolam 4).

Tabel 4. 18 Karakteristik Air Limbah pada *Primary Anaerobic Pond* (Kolam 8) dan *Secondary Anaerobic Pond* (Kolam 4)

	Primary Anaerobic Pond (Kolam 8)	Secondary Anaerobic Pond (Kolam 4)
BOD ₅ (mg/L)	1610	1160
COD (mg/L)	12969,22	3067,45

Efisiensi Penyisihan BOD₅

$$1160 \text{ mg/L} = 1610 \text{ mg/L} - \left(\frac{x}{100} \cdot 1610 \text{ mg/L}\right)$$

$$1160 \text{ mg/L} = 1610 \text{ mg/L} - 16,10x$$

$$16,10x = 450$$

$$X = 28\%$$

Efisiensi Penyisihan COD

$$3067,45 \text{ mg/L} = 12969,22 \text{ mg/L} - \left(\frac{x}{100} \cdot 12969,22 \text{ mg/L}\right)$$

$$3067,45 \text{ mg/L} = 12969,22 \text{ mg/L} - 129,6922x$$

$$129,6922x = 9901,77$$

$$X = 76\%$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{BODeff di secondary anaerobic pond} &= \text{BODinf} \times (1 - \text{BODrem}) \\
 &= 70,21 \text{ mg/L} \times (1 - 28\%) \\
 &= 50,55 \text{ mg/L}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CODeff di secondary anaerobic pond} &= \text{CODinf} \times (1 - \text{CODrem}) \\
 &= 1446,42 \text{ mg/L} \times (1 - 76\%) \\
 &= 347,14 \text{ mg/L}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MBODinf} &= Q \times \text{BODinf} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (70,21 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 28,85 \text{ kgBOD/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MCODinf} &= Q \times \text{CODinf} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (1446,42 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 594,29 \text{ kgCOD/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MBODEff} &= Q \times \text{BODEff} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (50,55 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 20,77 \text{ kgBOD/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MCODEff} &= Q \times \text{CODEff} \\
 &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (347,14 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\
 &= 142,63 \text{ kgCOD/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MBODrem} &= \text{MBODinf} - \text{MBODEff} \\
 &= 28,85 \text{ kgBOD/hari} - 20,77 \text{ kgBOD/hari} \\
 &= 8,08 \text{ kgBOD/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MCODrem} &= \text{MCODinf} - \text{MCODEff} \\
 &= 594,29 \text{ kgCOD/hari} - 142,63 \text{ kgCOD/hari}
 \end{aligned}$$

$$= 451,66 \text{ kgCOD/hari}$$

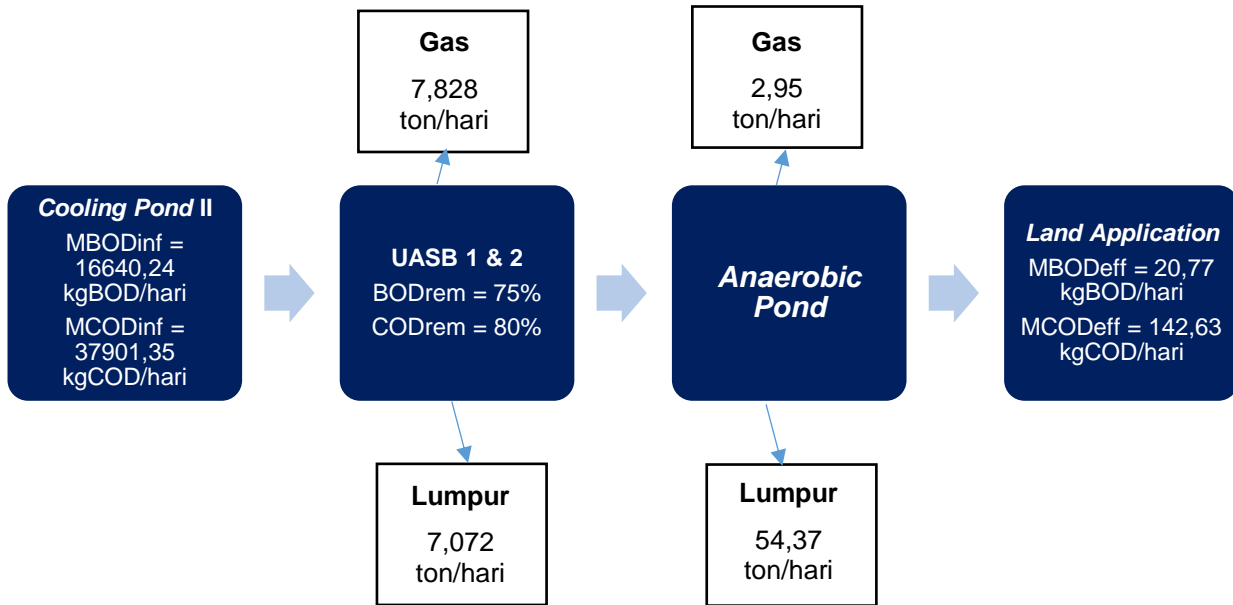
Lumpur harian yang dihasilkan oleh *anaerobic pond* per hari, yaitu:

- Kolam 2 (*asidification pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 50720 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 20839,33 \text{ kg/hari}$
- Kolam 3 (*primary anaerobic pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 22090 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 9076,12 \text{ kg/hari}$
- Kolam 4 (*secondary anaerobic pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 2325 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 955,27 \text{ kg/hari}$
- Kolam 5 (*asidification pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 8605 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 3535,54 \text{ kg/hari}$
- Kolam 6 (*primary anaerobic pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 18360 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 7543,57 \text{ kg/hari}$
- Kolam 7 (*primary anaerobic pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 17890 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 7350,46 \text{ kg/hari}$
- Kolam 8 (*primary anaerobic pond*)
 $= \text{TSS} \times Q$
 $= 12340 \text{ mg/L} \times 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times 10^{-3}$
 $= 5070,14 \text{ kg/hari}$

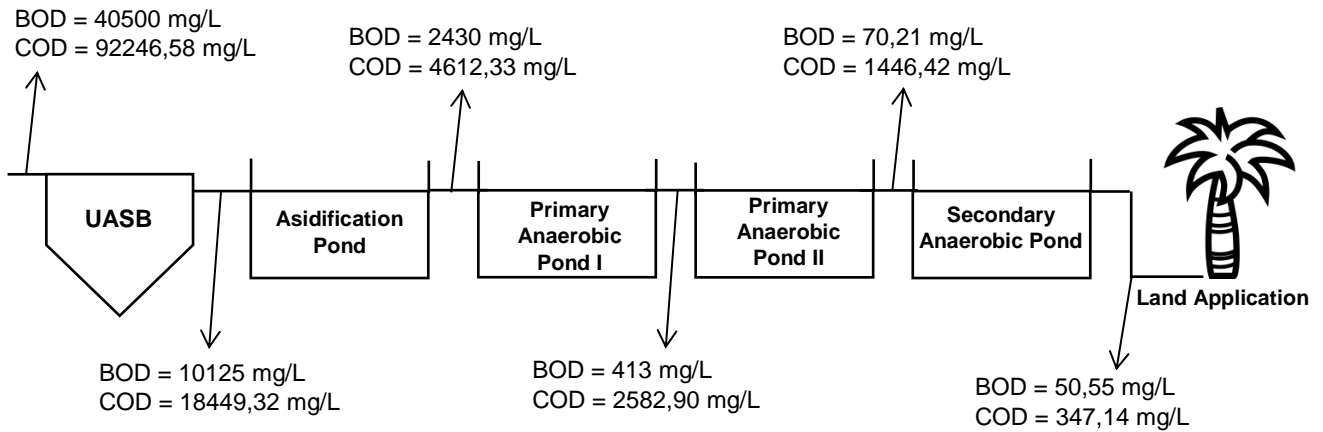
Total = kolam 2 + kolam 3 + kolam 4 + kolam 5 + kolam 6 +
kolam 7 + kolam 8

$$\begin{aligned}
 &= 20839,33 \text{ kg/hari} + 9076,12 \text{ kg/hari} + 955,27 \text{ kg/hari} + \\
 &3535,54 \text{ kg/hari} + 7543,57 \text{ kg/hari} + 7350,46 \text{ kg/hari} + \\
 &5070,14 \text{ kg/hari} \\
 &= 54370,43 \text{ kg/hari} \\
 \text{Total} &= 54,37 \text{ ton/hari}
 \end{aligned}$$

Skema *mass balance* pada IPAL Pabrik Kelapa Sawit (PKS) disajikan pada Gambar 4.5 berikut.



Gambar 4. 4 Skema *Mass Balance* IPAL Pabrik Kelapa Sawit



Gambar 4. 5 Diagram Alir IPAL

Berdasarkan Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2014 Tentang Baku Mutu Air Limbah, untuk usaha dan/atau kegiatan industri minyak sawit memiliki baku mutu sebagai berikut:

Tabel 4. 19 Baku Mutu Air Limbah Industri Kelapa Sawit

Parameter	Kadar Paling Tinggi (mg/L)	Beban Pencemaran Paling Tinggi (kg/ton)
BOD ₅	100	0,25
COD	350	0,88

Sumber: Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2014

(Keterangan lebih jelas terdapat pada Lampiran).

Effluen air limbah yang akan dialirkan ke *Land Application* setelah diolah dengan menggunakan UASB reaktor, *asidification pond*, *primary anaerobic pond* I, *primary anaerobic pond* II, dan *secondary anaerobic pond* adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 20 Perbandingan Effluen Air Limbah Dengan Baku Mutu

Parameter	Kadar Paling Tinggi (mg/L)	Effluen Air Limbah (mg/L)	Keterangan
BOD ₅	100	50,55	Memenuhi
COD	350	347,14	Memenuhi

Sumber: Hasil Perhitungan

4.9 Perhitungan Pengurangan Biogas yang Lepas ke Udara Bebas

Proses pengolahan pada kolam anaerobik menghasilkan biogas yang langsung dilepas ke udara bebas. Biogas tersebut dapat menyebabkan gas rumah kaca. Dengan direncanakannya *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor, biogas yang

dilepas ke udara bebas menjadi berkurang, sehingga dapat mengurangi emisi gas rumah kaca. Berikut adalah perhitungan biogas yang dilepas ke udara bebas tanpa adanya *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor dan dengan adanya UASB reaktor.

Tanpa UASB Reaktor

MCOD_{inf} pada cooling pond II = 37901,35 kgCOD/hari

COD_{eff} pada *Secondary Anaerobic Pond* = 3067,45 mg/L

$$\begin{aligned}\text{MCOD}_{\text{eff}} &= Q \times \text{COD}_{\text{eff}} \\ &= 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} \times (3067,45 \text{ mg/L} \times 10^{-3}) \\ &= 1260,32 \text{ kgCOD/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{MCOD}_{\text{rem}} &= \text{MCOD}_{\text{inf}} - \text{MCOD}_{\text{eff}} \\ &= 37901,35 \text{ kgCOD/hari} - 1260,32 \text{ kgCOD/hari} \\ &= 36641,03 \text{ kgCOD/hari}\end{aligned}$$

Pada kondisi standart, rata-rata laju produksi metana

0,35 L CH₄ = 1 gr COD terdegradasi

$$\begin{aligned}\text{CH}_4 &= \frac{36641,03 \text{ kgCOD/hari}}{1 \text{ gr COD} / 0,35 \text{ L}} \\ &= \frac{36641,03 \times 10^3 \text{ gCOD/hari}}{1 \text{ gr COD} / 0,35 \text{ L}} \\ &= 12824360,5 \text{ L/hari} \\ &= 12824,36 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari pada } 0^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Total laju produksi metana pada 34°C:

$$\begin{aligned}&= (12824,36 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}) \times \frac{(273,15+34)^\circ\text{C}}{273,15^\circ\text{C}} \\ &= 14421 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}\end{aligned}$$

Laju produksi gas total:

$$\begin{aligned}\text{Laju produksi gas total} &= \frac{14421 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}}{0,65 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3 \text{ gas}} \\ &= 22186 \text{ m}^3 \text{ gas}/\text{hari}\end{aligned}$$

Menggunakan UASB Reaktor

MCOD yang keluar dari UASB reaktor = 7580,27 kgCOD/hari

MCODEff pada *Secondary Anaerobic Pond* = 142,63 mg/L

$$\begin{aligned}\text{MCODrem} &= \text{MCODinf} - \text{MCODEff} \\ &= 7580,27 \text{ kgCOD}/\text{hari} - 142,63 \text{ kgCOD}/\text{hari} \\ &= 7437,64 \text{ kgCOD}/\text{hari}\end{aligned}$$

Pada kondisi standart, rata-rata laju produksi metana

0,35 L CH₄ = 1 gr COD terdegradasi

$$\begin{aligned}\text{CH}_4 &= \frac{7437,64 \text{ kgCOD}/\text{hari}}{1 \text{ gr COD}/0,35 \text{ L}} \\ &= \frac{7437,64 \times 10^3 \text{ gCOD}/\text{hari}}{1 \text{ gr COD}/0,35 \text{ L}} \\ &= 2603174 \text{ L}/\text{hari} \\ &= 2603,17 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari pada } 0^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Total laju produksi metana pada 34°C:

$$\begin{aligned}&= (2603,17 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}) \times \frac{(273,15+34)^\circ\text{C}}{273,15^\circ\text{C}} \\ &= 2927 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}\end{aligned}$$

Laju produksi gas total:

$$\begin{aligned}\text{Laju produksi gas total} &= \frac{2927 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{hari}}{0,65 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3 \text{ gas}} \\ &= 4503 \text{ m}^3 \text{ gas}/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi gas keluaran dari UASB} &= \rho \times V \\
 &= 0,656 \text{ kg/m}^3 \times 4503 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 2953,968 \text{ kg/hari} \\
 &= 2,95 \text{ ton/hari}
 \end{aligned}$$

Jumlah biogas yang dapat dikurangi dengan menggunakan UASB reaktor adalah:

Produksi gas total tanpa UASB reaktor - Produksi gas total menggunakan UASB reaktor

$$= 22186 \text{ m}^3\text{gas/hari} - 4503 \text{ m}^3\text{gas/hari}$$

$$= 17683 \text{ m}^3\text{gas/hari}$$

4.10 Potensi Energi Listrik yang Dihasilkan dari Biogas

Biogas yang dihasilkan oleh UASB reaktor dapat digunakan sebagai bahan bakar dan juga sumber energi untuk menggerakkan generator pembangkit tenaga listrik serta menghasilkan energi panas. Berikut akan dilakukan perhitungan energi untuk proses produksi pabrik dan biayanya.

- Energi dari biogas = $412,2 \times 10^6 \text{ kJ/hari}$
 $= 11444 \text{ kWh/hari}$
- Kebutuhan energi untuk proses produksi pabrik = 20 – 25 kWh/ton (Supriyanto, 2016)
- Kapasitas produksi pabrik = 45 ton/jam
- Operasi pabrik (pukul 10.00 – 23.00) = 13 jam
- Harga Tarif Dasar Listrik (TDL) = Rp1.467,28/kWh

Perhitungan:

Total energi yang dibutuhkan pabrik = 25 kWh/ton x 45 ton/jam

$$= 1125 \text{ kWh/jam}$$

Total energi untuk operasi pabrik selama 13 jam

$$= 1125 \text{ kWh/jam} \times 13 \text{ jam}$$

$$= 14625 \text{ kWh}$$

Kekurangan energi

= energi yang dibutuhkan pabrik – energi dari biogas

$$= 14625 \text{ kWh/hari} - 11444 \text{ kWh/hari}$$

$$= 3181 \text{ kWh/hari}$$

$$\text{Biaya yang dibutuhkan} = 3181 \text{ kWh/hari} \times \text{Rp}1.467,28/\text{kWh}$$

$$= \text{Rp}4.667.417,00/\text{hari}$$

Konversi energi biogas untuk pembangkit tenaga listrik pada pabrik dapat dilakukan dengan mengubah energi potensial yang ada dalam biogas menjadi energi mekanik, kemudian mengubah energi mekanik tersebut menjadi energi listrik. Jenis teknologi konversi energi yang tersedia di pasaran, yaitu:

1. *Gas engine* 100 kW
2. *Microturbine Engine* 100 kW (Waskito, 2011)

4.11 Profil Hidrolis

Profil hidrolis adalah gambaran perbandingan level muka air dengan elevasi tanah . Profil hidrolis ditentukan berdasarkan besar penurunan level muka air akibat beberapa hal. Hal-hal yang menyebabkan terjadinya penurunan level muka air antara lain jatuhnya, belokan, atau kecepatan aliran air di bangunan. Untuk menghitung profil hidrolis, diperlukan persamaan headloss dalam bangunan dan pipa.

UASB Reaktor

$$Q = 410,87 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,00476 \text{ m}^3/\text{detik} = 4,76 \text{ L/detik}$$

$$C = 120$$

$$d = 89 \text{ mm}$$

$$L = 90 \text{ m}$$

$$H_f = \left(\frac{4,76 \text{ L/detik}}{0,00155 \times 120 \times 8,9^{2,63}} \right)^{1,85} \times 90 \text{ m} = 0,87 \text{ m}$$

Bak Penampung Lumpur

$$Q = 235,8 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,00273 \text{ m}^3/\text{detik} = 2,73 \text{ L/detik}$$

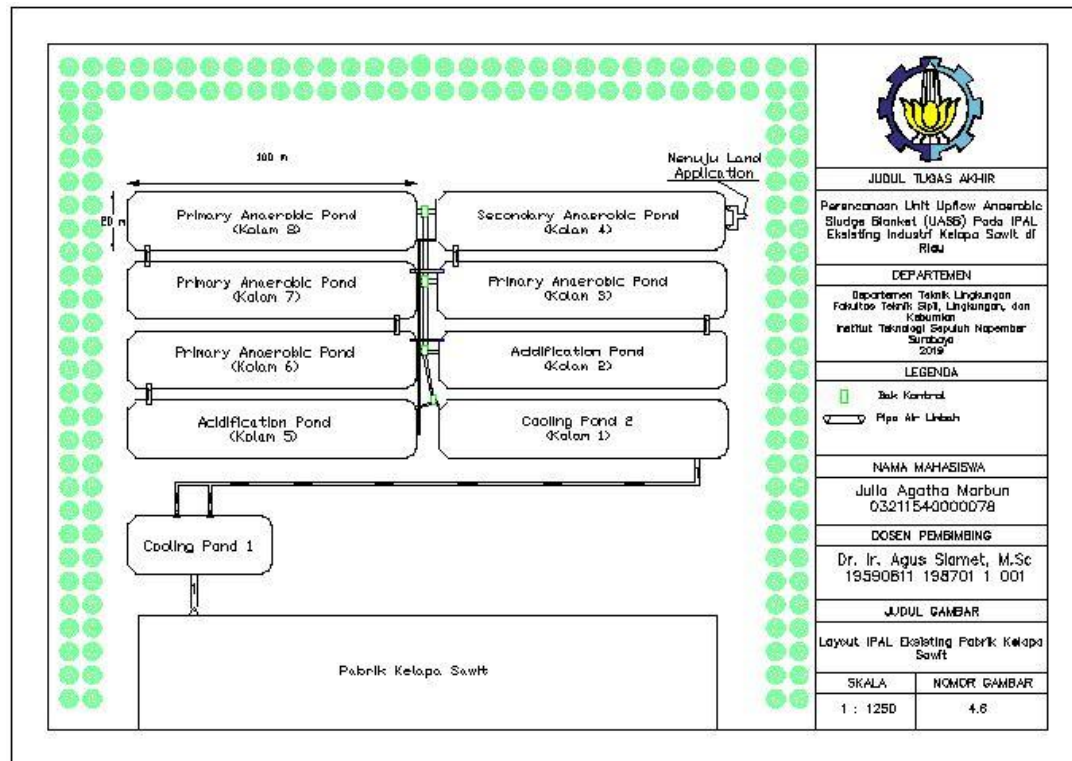
$$C = 120$$

$$d = 60 \text{ mm}$$

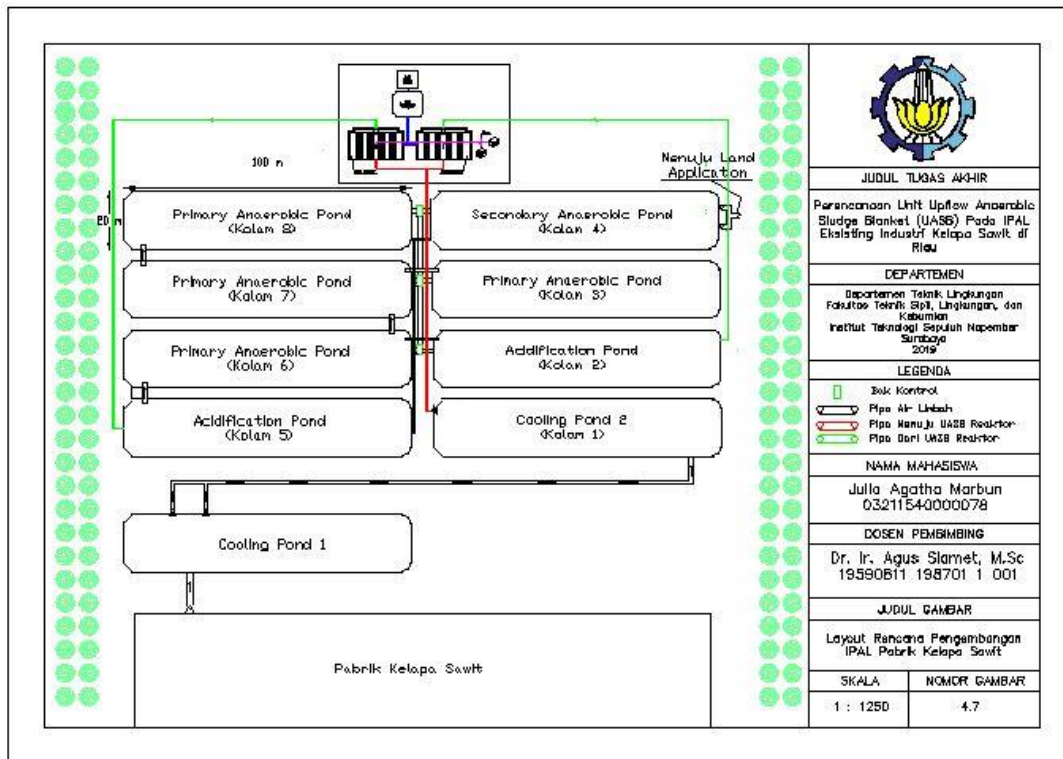
$$L = 3 \text{ m}$$

$$H_f = \left(\frac{2,73 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00155 \times 120 \times 6^{2,63}} \right)^{1,85} \times 3 \text{ m} = 0,07 \text{ m}$$

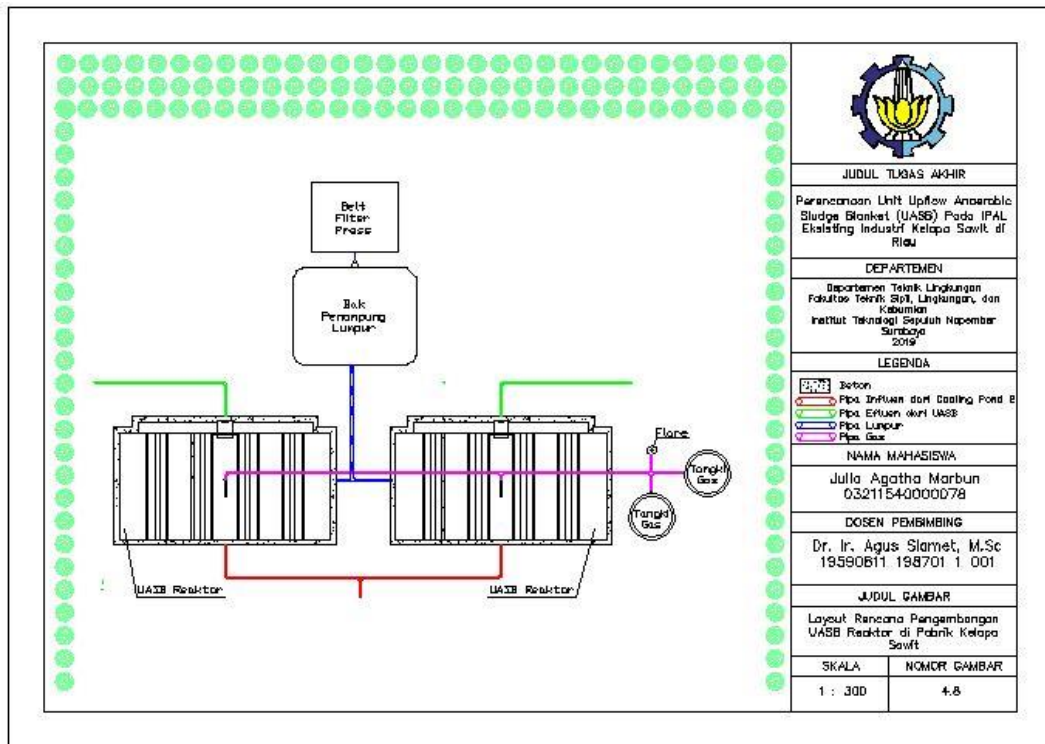
“Halaman ini sengaja dikosongkan”



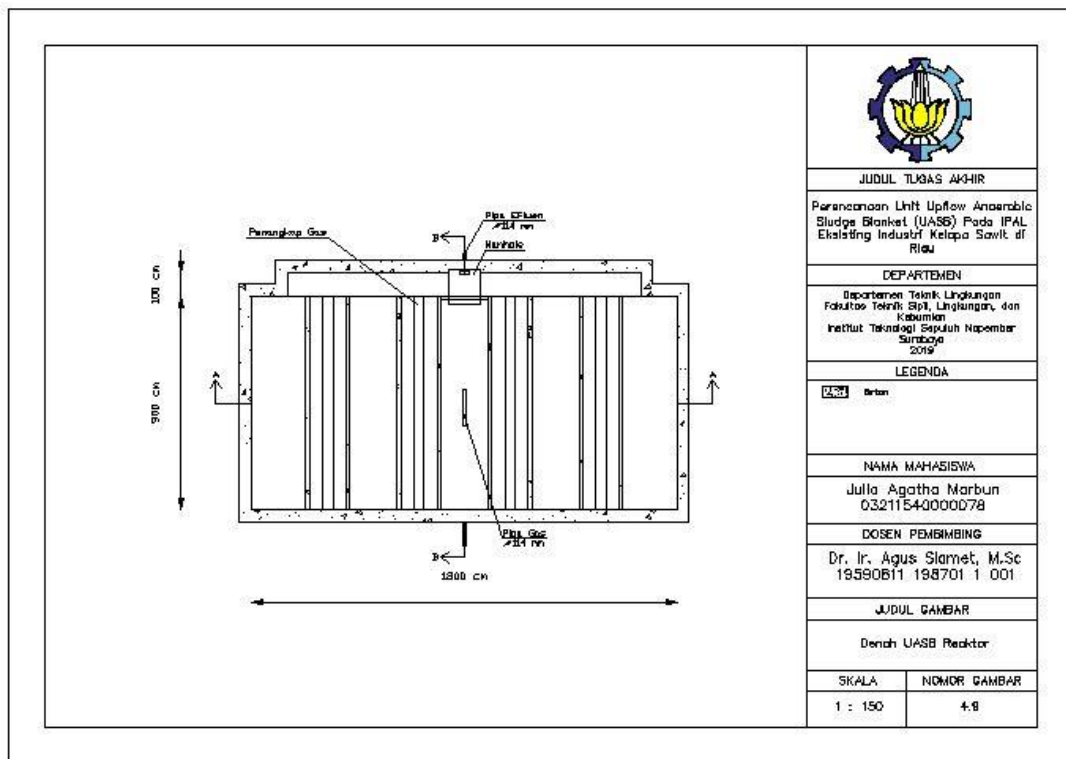
Gambar 4. 6 Layout IPAL Eksisting Pabrik Kelapa Sawit



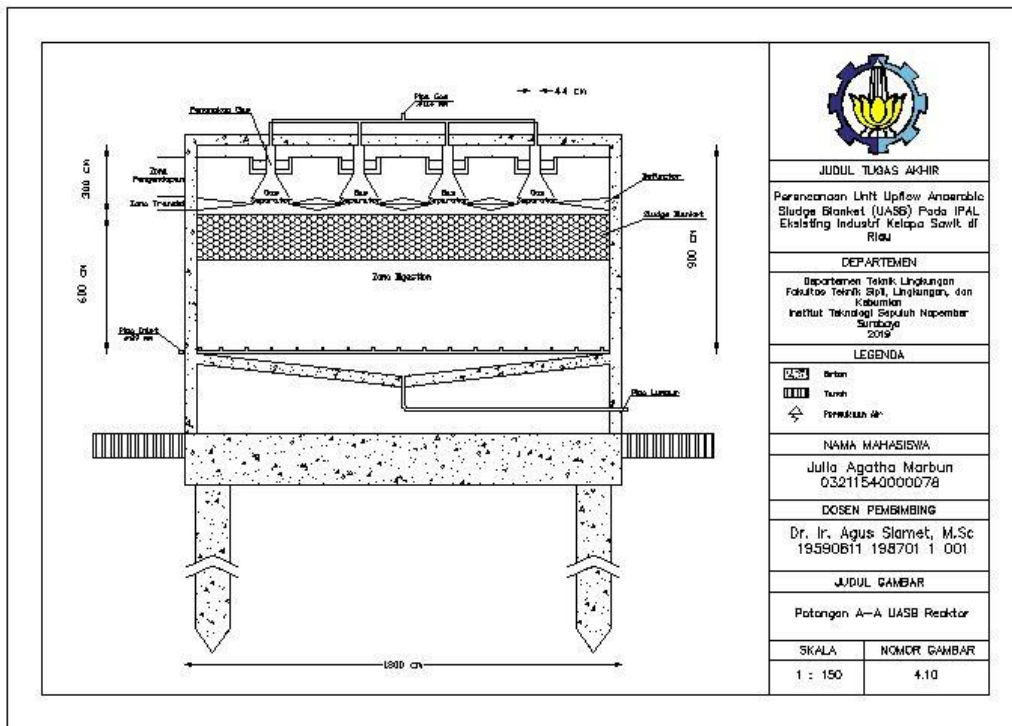
Gambar 4. 7 Layout Rencana Pengembangan IPAL Pabrik Kelapa Sawi



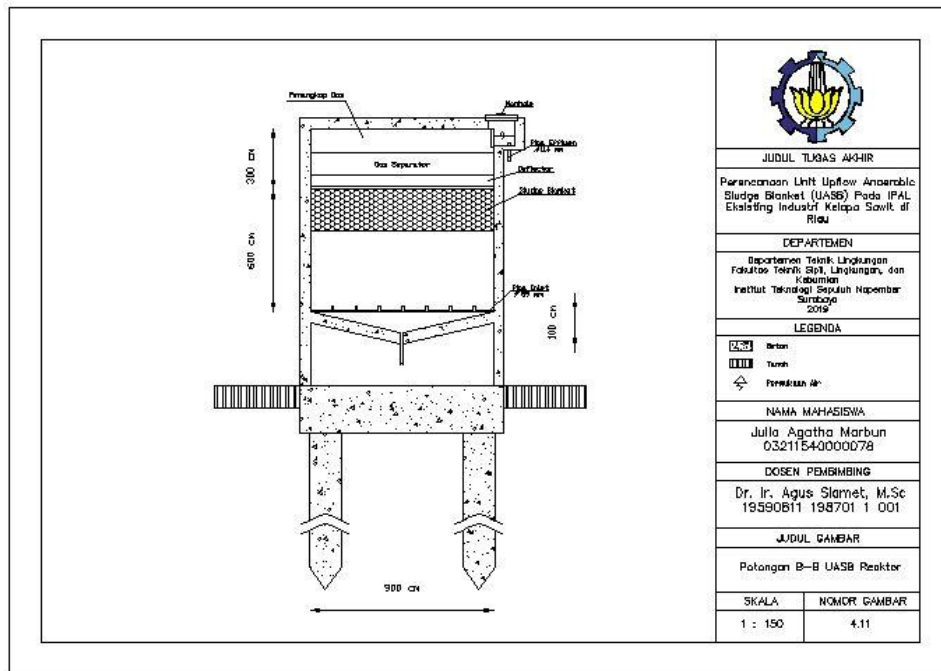
Gambar 4. 8 Layout Rencana Pengembangan UASB Reaktor di Pabrik Kelapa Sawit



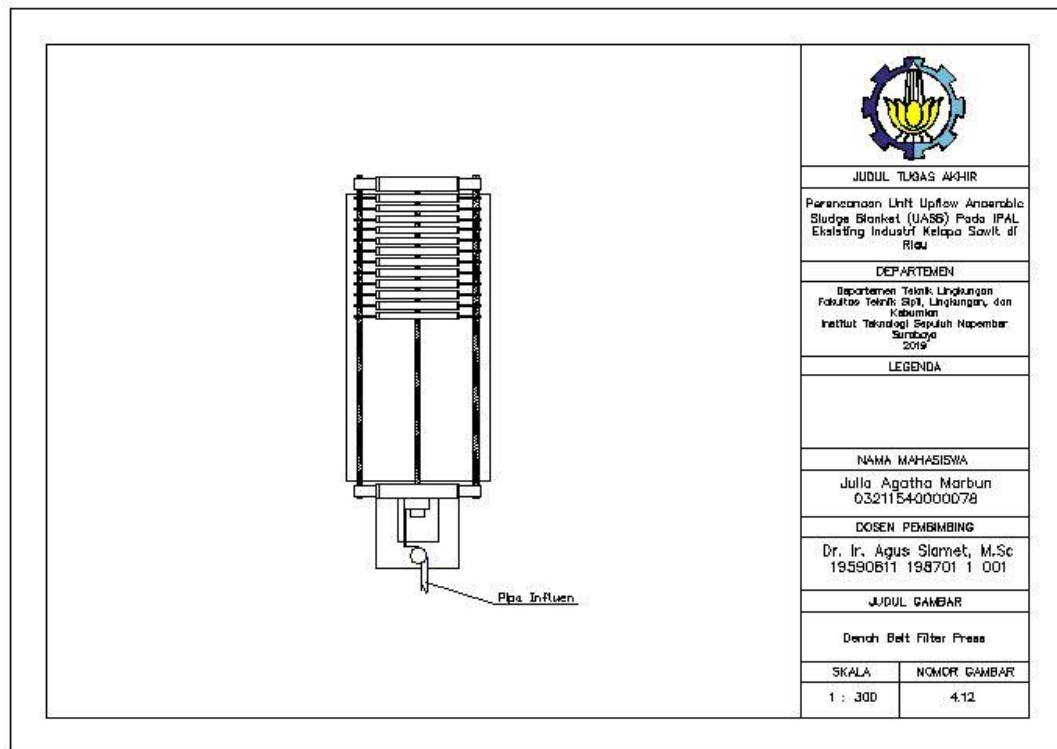
Gambar 4. 9 Denah UASB Reaktor



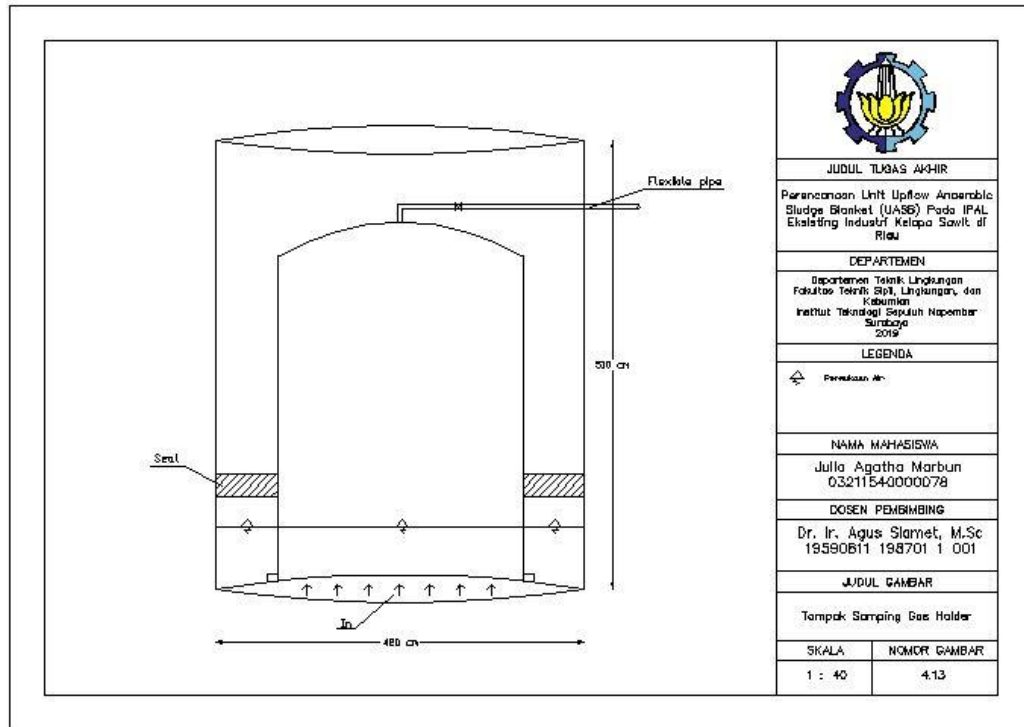
Gambar 4. 10 Potongan A - A UASB Reaktor



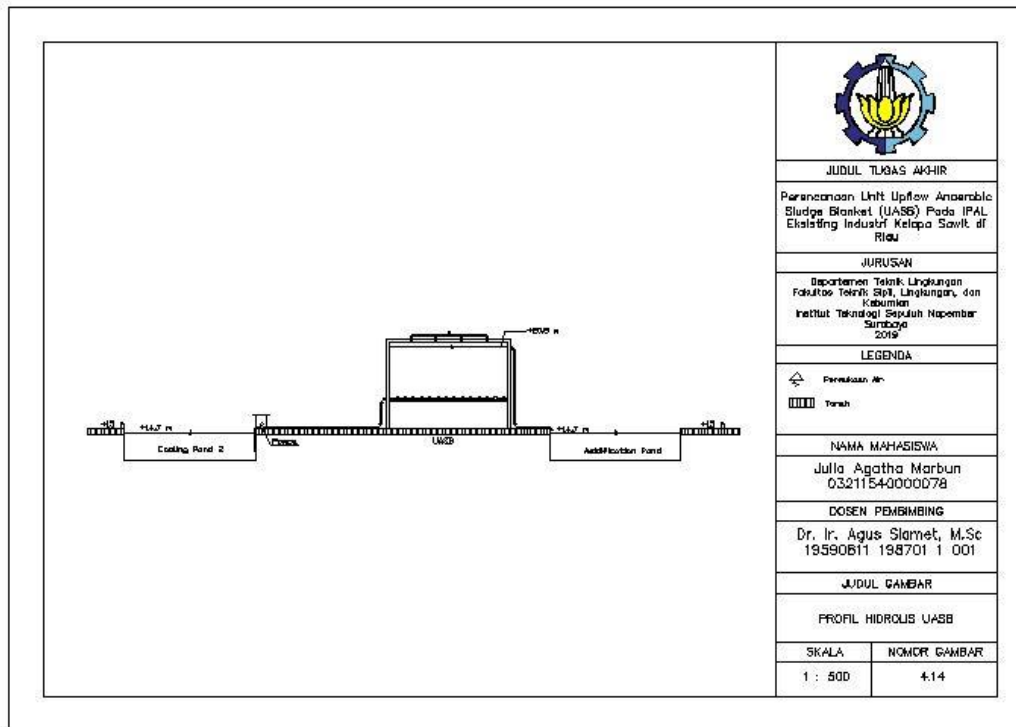
Gambar 4. 11 Potongan B - B UASB Reaktor



Gambar 4. 12 Denah *Belt Filter Press*



Gambar 4. 13 Tampak Samping Gas Holder



Gambar 4. 14 Profil Hidrolis UASB

4.12 BOQ dan RAB

Setelah diperoleh gambar desain unit IPAL, langkah selanjutnya adalah menghitung kebutuhan bahan lalu menyusun Rencana Anggaran Biaya (RAB) sebagai pertimbangan bagi pemrakarsa atau investor pengembang Pabrik Kelapa Sawit (PKS). Proses perhitungan rencana anggaran biaya didasarkan pada Standar Harga Barang dan Jasa Pemerintah Kota Pekanbaru Tahun 2019. Proses perhitungan menggunakan program Microsoft Excel 2016. Hasil perhitungan *Bill of Quantity* (BOQ) untuk unit UASB reaktor, bak penampung lumpur, *gas holder*, dan *belt filter press* dapat dilihat pada Tabel 4.21.

Tabel 4. 21 *Bill of Quantity* (BOQ)

UASB Reaktor					
No.	Uraian Pekerjaan	Koefisien	Satuan	Harga Satuan	Jumlah
I	PEKERJAAN PERSIAPAN				
1	Pembuatan Bowplank/Titik		Titik		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,005	O.H	Rp140.200	Rp701
	Kepala Tukang	0,01	O.H	Rp126.200	Rp1.262
	Tukang	0,1	O.H	Rp112.200	Rp11.220
	Pembantu tukang	0,1	O.H	Rp105.100	Rp10.510
				Jumlah	Rp23.693

2	<u>Bahan/Material</u>				
	Kayu meranti (bekisting)	0,008	m ³	Rp3.387.000	Rp27.096
	Kayu meranti (usuk 4/6)	0,012	m ³	Rp3.000.000	Rp36.000
	Paku biasa 2" - 5"	0,05	doz	Rp22.000	Rp1.100
				Jumlah	Rp64.196
				Jumlah Total	Rp87.889
	Pengukuran dan Pemasangan Bowplank (UITZET)		m		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,005	O.H	Rp140.200	Rp701
	Kepala Tukang	0,01	O.H	Rp126.200	Rp1.262
	Tukang	0,1	O.H	Rp112.200	Rp11.220
	Pembantu tukang	0,1	O.H	Rp105.100	Rp10.510
				Jumlah	Rp23.693
	<u>Bahan/Material</u>				
	Kayu meranti (PAPAN 2/20)	0,007	m ³	Rp3.239.700	Rp22.678
	Kayu meranti (usuk 5/7)	0,012	m ³	Rp3.000.000	Rp36.000
	Paku biasa 2" - 5"	0,02	doz	Rp22.000	Rp440
				Jumlah	Rp59.118

				Jumlah Total	Rp82.811
3	Pembuatan Direksi Kit		m ²		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,005	O.H	Rp140.200	Rp701
	Kepala Tukang	0,3	O.H	Rp126.200	Rp37.860
	Tukang	3	O.H	Rp112.200	Rp336.600
	Pembantu tukang	2	O.H	Rp105.100	Rp210.200
				Jumlah	Rp585.361
	<u>Bahan</u>				
	Seng Gelombang BJLS 30 ukuran (80 x 180 cm)	0,25	Lembar	Rp113.300	Rp28.325
	Semen PC (50 kg)	0,7	Zak	Rp105.000	Rp73.500
	Paku biasa 2" - 5"	0,85	doz	Rp22.000	Rp18.700
	Triplek ukuran 110 x 210 x 4 mm	0,06	Lembar	Rp106.000	Rp6.360
	Dolken kayu gelam 8 - 10/400 cm	1,25	Batang	Rp36.800	Rp46.000
	Pasir pasang plester	0,15	m ³	Rp206.100	Rp30.915
	Pasir beton/cor	0,1	m ³	Rp252.400	Rp25.240
	Batu pecah mesin 2/3 cm	0,15	m ³	Rp393.900	Rp59.085
	Plat besi/baja	1,1	kg	Rp46.600	Rp51.260

	Kayu meranti usuk 4/6	0,18	m ³	Rp3.000.000	Rp540.000
				Jumlah	Rp879.385
				Jumlah Total	Rp1.464.746
II	PEKERJAAN TANAH				
1	Penggalian Tanah		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,025	O.H	Rp140.200	Rp3.505
	Pembantu tukang	0,76	O.H	Rp105.100	Rp79.876
				Jumlah	Rp83.381
2	Pengangkutan Tanah dari Lubang Galian		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,0076	O.H	Rp140.200	Rp1.066
	Pembantu tukang	0,15	O.H	Rp105.100	Rp15.765
				Jumlah	Rp16.831
3	Pengurugan Tanah Kembali Untuk Konstruksi		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,05	O.H	Rp140.200	Rp7.010
	Pembantu tukang	0,5	O.H	Rp105.100	Rp52.550

				Jumlah	Rp59.560
4	Pengangkutan Tanah Keluar Proyek		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Pembantu Tukang	0,25	O.H	Rp105.100	Rp26.275
	<u>Sewa peralatan</u>				
	Sewa dump truck 5 ton	0,25	jam	Rp70.000	Rp17.500
				Jumlah Total	Rp43.775
III	PEKERJAAAN BETON				
1	Pekerjaan Pondasi Beton Bertulang (150 kg besi + bekisting)		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,264	O.H	Rp140.200	Rp37.013
	Kepala Tukang	0,264	O.H	Rp126.200	Rp33.317
	Tukang	1,3	O.H	Rp112.200	Rp145.860
	Tukang	0,28	O.H	Rp112.200	Rp31.416
	Tukang	1,06	O.H	Rp112.200	Rp118.932
	Pembantu tukang	5,35	O.H	Rp105.100	Rp562.285
				Jumlah	Rp928.823

	<u>Bahan</u>				
	Semen PC 40 kg	8,4	Zak	Rp84.000	Rp705.600
	Pasir cor/beton	0,54	m ³	Rp252.400	Rp136.296
	Batu pecah mesin 1/2 cm	0,81	m ³	Rp566.900	Rp459.189
	Besi beton polos	157,5	kg	Rp15.200	Rp2.394.000
	Paku triplek/eternit	1,5	kg	Rp32.200	Rp48.300
	Kawat ikat	2,25	kg	Rp30.800	Rp69.300
	Kayu meranti bekisting	0,2	m ³	Rp3.387.000	Rp677.400
	Minyak bekisting	0,4	Liter	Rp13.500	Rp5.400
				Jumlah	Rp4.495.485
				Jumlah Total	Rp5.424.308
2	Pekerjaan Beton K-225		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,083	O.H	Rp140.200	Rp11.637
	Kepala Tukang	0,028	O.H	Rp126.200	Rp3.534
	Tukang	0,277	O.H	Rp112.200	Rp31.079
	Pembantu tukang	1,67	O.H	Rp105.100	Rp175.517
				Jumlah	Rp221.767

3	<u>Bahan</u>				
	Semen PC 40 kg	9,275	Zak	Rp84.000	Rp779.100
	Pasir cor/beton	0,43625	m ³	Rp252.400	Rp110.110
	Batu pecah mesin 1/2 cm	0,551053	m ³	Rp566.900	Rp312.392
	Biaya Air	215	Liter	Rp6	Rp1.290
				Jumlah	Rp1.202.891
				Jumlah Total	Rp1.424.658
	Pekerjaan Bekisting Dinding		m ²		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,033	O.H	Rp140.200	Rp4.627
	Kepala Tukang	0,033	O.H	Rp126.200	Rp4.165
	Tukang	0,333	O.H	Rp112.200	Rp37.363
	Pembantu tukang	0,666	O.H	Rp105.100	Rp69.997
				Jumlah	Rp116.150
	<u>Bahan</u>				
	Paku triplek/eternit	0,4	kg	Rp32.200	Rp12.880
	Plywood ukuran 122 x 244 x 9 mm	0,35	Lembar	Rp98.850	Rp34.598
	Kayu meranti balok 4/6	0,02	m ³	Rp3.000.000	Rp60.000

	Kayu meranti bekisting	0,03	m ³	Rp3.387.000	Rp101.610
	Minyak bekisting	0,2	Liter	Rp13.500	Rp2.700
				Jumlah	Rp211.788
				Jumlah Total	Rp327.938
IV	FINISHING				
1	Pemasangan Pipa Air Kotor 1"		m		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,0018	O.H	Rp140.200	Rp252
	Kepala Tukang	0,006	O.H	Rp126.200	Rp757
	Tukang	0,06	O.H	Rp112.200	Rp6.732
	Pembantu tukang	0,036	O.H	Rp105.100	Rp3.784
				Jumlah	Rp11.525
	<u>Bahan</u>				
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 1 inchi panjang 4 meter	0,3	Batang	Rp17.600	Rp5.280
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 1 inchi panjang 4 meter	0,105	Batang	Rp17.600	Rp1.848
				Jumlah	Rp7.128
				Jumlah Total	Rp18.653
2	Pemasangan Pipa Air Kotor 3"		m		

	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,0041	O.H	Rp140.200	Rp575
	Kepala Tukang	0,0136	O.H	Rp126.200	Rp1.716
	Tukang	0,1362	O.H	Rp112.200	Rp15.282
	Pembantu tukang	0,082	O.H	Rp105.100	Rp8.618
				Jumlah	Rp26.191
	<u>Bahan</u>				
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 3 inchi panjang 4 meter	0,3	Batang	Rp88.900	Rp26.670
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 3 inchi panjang 4 meter	0,3	Batang	Rp88.900	Rp26.670
				Jumlah	Rp53.340
				Jumlah Total	Rp79.531
3	Pemasangan Pipa Air Kotor 4"		m		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,0041	O.H	Rp140.200	Rp575
	Kepala Tukang	0,0136	O.H	Rp126.200	Rp1.716
	Tukang	0,1362	O.H	Rp112.200	Rp15.282
	Pembantu tukang	0,082	O.H	Rp105.100	Rp8.618
				Jumlah	Rp26.191

	<u>Bahan</u>				
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 4 inchi panjang 4 meter	0,3	Batang	Rp99.100	Rp29.730
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 4 inchi panjang 4 meter	0,3	Batang	Rp99.100	Rp29.730
				Jumlah	Rp59.460
				Jumlah Total	Rp85.651
4	Pemasangan Pompa				
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,04	O.H	Rp140.200	Rp5.608
	Tukang	0,4	O.H	Rp112.200	Rp44.880
				Jumlah	Rp50.488
	<u>Bahan</u>				
	Pompa centrifugal	1	unit	Rp2.745.300	Rp2.745.300
				Jumlah Total	Rp2.795.788
BAK PENAMPUNG LUMPUR					
I	PEKERJAAN TANAH				
1	Penggalian Tanah		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,025	O.H	Rp140.200	Rp3.505

	Pembantu tukang	0,76	O.H	Rp105.100	Rp79.876
				Jumlah	Rp83.381
2	Pengangkutan Tanah dari Lubang Galian		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,0076	O.H	Rp140.200	Rp1.066
	Pembantu tukang	0,15	O.H	Rp105.100	Rp15.765
				Jumlah	Rp16.831
3	Pengangkutan Tanah Keluar Proyek		m ³		
	<u>Upah</u>				
	Pembantu Tukang	0,25	O.H	Rp105.100	Rp26.275
	<u>Sewa peralatan</u>				
	Sewa dump truck 5 ton	0,25	jam	Rp293.959	Rp73.490
				Jumlah Total	Rp99.765
II	FINISHING				
1	Pemasangan Pipa Air Kotor 2"		m		
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,0027	O.H	Rp140.200	Rp379

	Kepala Tukang	0,009	O.H	Rp126.200	Rp1.136
	Tukang	0,0908	O.H	Rp112.200	Rp10.188
	Pembantu tukang	0,055	O.H	Rp105.100	Rp5.781
				Jumlah	Rp17.483
	<u>Bahan</u>				
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 2 inchi panjang 4 meter	0,3	Batang	Rp31.300	Rp9.390
	Pipa Plastik PVC Tipe C ukuran 2 inchi panjang 4 meter	0,105	Batang	Rp31.300	Rp3.287
				Jumlah	Rp12.677
				Jumlah Total	Rp30.159
2	Pemasangan Pompa				
	<u>Upah</u>				
	Mandor	0,04	O.H	Rp140.200	Rp5.608
	Tukang	0,4	O.H	Rp112.200	Rp44.880
				Jumlah	Rp50.488
	<u>Bahan</u>				
	Pompa submersible	1	unit	Rp12.622.500	Rp12.622.500
				Jumlah Total	Rp12.672.988
TAMBAHAN					

1	Gas Holder	2	unit	Rp356.903.750	Rp713.807.500
2	Belt Filter Press	2	unit	Rp145.675.000	Rp291.350.000
				Jumlah Total	Rp1.005.157.500

Dari hasil perhitungan *Bill of Quantity* (BOQ) di atas, maka selanjutnya dihitung Rencana Anggaran Biaya (RAB) sesuai dengan volume kegiatan pekerjaan. Hasil perhitungan Rencana Anggaran Biaya (RAB) untuk unit UASB reaktor, bak penampung lumpur, *gas holder*, dan *belt filter press* dapat dilihat pada Tabel 4.22.

Tabel 4. 22 Rencana Anggaran Biaya

UASB Reaktor					
No.	Uraian Pekerjaan	Satuan	Volume	Harga Satuan	Harga Total
I	PEKERJAAN PERSIAPAN				
1	Pembuatan, Pengukuran dan Pemasangan Bowplank (UITZET)	m	32	Rp170.700	Rp5.462.397
2	Pembuatan Direksi Kit	m ²	24	Rp1.464.746	Rp35.153.904
II	PEKERJAAN TANAH				
1	Penggalian Tanah	m ³	2916	Rp83.381	Rp243.138.996
2	Pengangkutan Tanah dari Lubang Galian	m ³	2916	Rp16.831	Rp49.077.796

3	Pengurugan Tanah Kembali Untuk Konstruksi	m ³	1937,97	Rp59.560	Rp115.425.493
4	Pengangkutan Tanah Keluar Proyek	m ³	2916	Rp43.775	Rp127.647.900
III	PEKERJAAAN BETON				
1	Pekerjaan Pondasi Beton Bertulang (150 kg besi + bekisting)	m ³	486	Rp5.424.308	Rp2.636.213.494
2	Pekerjaan Beton K-225	m ³	153,80	Rp1.424.658	Rp219.105.420
3	Pekerjaan Bekisting Dinding	m ²	1377	Rp327.938	Rp451.570.488
IV	FINISHING				
1	Pemasangan Pipa Air Kotor 1"	m	18	Rp18.653	Rp335.757
2	Pemasangan Pipa Air Kotor 3"	m	100	Rp79.531	Rp7.953.098
3	Pemasangan Pipa Air Kotor 4"	m	170	Rp85.651	Rp14.560.667
4	Pemasangan Pompa Centrifugal	unit	1	Rp2.745.300	Rp2.745.300
TOTAL					Rp3.908.390.710
TOTAL BIAYA 2 unit UASB					Rp7.816.781.420
Bak Penampung Lumpur					
No.	Uraian Pekerjaan	Satuan	Volume	Harga Satuan	Harga Total
I	PEKERJAAN TANAH				
1	Penggalian Tanah	m ³	237	Rp83.381	Rp19.761.297

2	Pengangkutan Tanah dari Lubang Galian	m ³	237	Rp16.831	Rp3.988.833
3	Pengangkutan Tanah Keluar Proyek	m ³	237	Rp43.775	Rp10.374.675
II	FINISHING				
1	Pemasangan Pipa Air Kotor 2"	m	18	Rp30.159	Rp542.864
2	Pemasangan Pompa Submersible	unit	1	Rp12.672.988	Rp12.672.988
TOTAL					Rp47.340.657
TAMBAHAN					
1	Gas holder	unit	2	Rp356.903.750	Rp713.807.500
2	Belt filter press	unit	2	Rp145.675.000	Rp291.350.000
TOTAL					Rp1.005.157.500
TOTAL RAB					Rp8.869.279.557

Dari hasil perhitungan di atas, biaya yang dibutuhkan untuk membangun unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor adalah sebesar Rp8.869.279.557.

4.13 Analisis Kelayakan Ekonomi dan Investasi

Net Present Value (NPV) merupakan metode yang dilakukan dengan membandingkan nilai sekarang (*present value*) dari aliran kas masuk bersih dengan nilai sekarang (*present value*) biaya yang dikeluarkan. Jika hasil perhitungan NPV bernilai positif berarti usaha tersebut layak digunakan. Hasil perhitungan NPV sangat dipengaruhi oleh tingkat suku bunga (*discount rate*) yang ditentukan. Rumus yang digunakan untuk menghitung NPV adalah:

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t}$$

Keterangan:

NPV = *Net Present Value*

CF_t = *Cash Flow* (aliran kas) pada periode t

r = *Discount rate* (tingkat suku bunga)

Untuk menghitung NPV diperlukan data tentang perkiraan biaya investasi, biaya operasi, dan pemeliharaan serta perkiraan benefit dari proyek yang direncanakan. Setelah diketahui data-data tersebut maka dapat dilakukan perhitungan NPV. Hasil perhitungan NPV pada Pabrik Kelapa Sawit (PKS) dapat dilihat pada Tabel 4.23.

Tabel 4. 23 Biaya Listrik Konvensional Dalam Produksi

Kebutuhan Listrik (kWH/Ton)	TDL (Per kWH)	Kapasitas Produksi (Ton/Jam)	Operasi Pabrik (Jam)	Total Energi (kWH/Jam)	Total Harga
25	Rp1.467,28	45	13	1125	Rp21.458.970,00
Biaya Per Bulan (5 Hari Kerja)					Rp515.015.280,00
Biaya Per Tahun					Rp6.180.183.360,00

Tabel 4. 24 Biaya Listrik dengan UASB

Kebutuhan Listrik (kWH/Ton)	TDL (Per kWH)	Kapasitas Produksi (Ton/Jam)	Operasi Pabrik (Jam)	Total Energi (kWH/Jam)	Total Energi UASB (Per Hari)	Kekurangan Energi (kWH/Hari)	Total Harga
25	Rp1.467,28	45	13	1125	11444	3181	Rp4.667.417,68
Biaya Per Bulan (6 Hari Kerja)							Rp112.018.024,32
Biaya Per Tahun							Rp1.344.216.291,84

Biaya Investasi IPAL UASB	Rp8.869.279.557,00
Biaya Maintenance Per Tahun	Rp852.696.223,49

Tabel 4. 25 Net Present Value (NPV) Antara Listrik Konvensional dan dengan UASB

Tahun	Nilai Suku Bunga (r)	Listrik Konvensional	NPV Listrik Konvensional	Listrik dengan UASB	NPV Listrik UASB
1	0,12	Rp6.180.183.360,00	Rp5.518.020.857	Rp2.196.912.515,33	Rp1.961.529.032
2	0,12	Rp6.180.183.360,00	Rp4.926.804.337	Rp2.196.912.515,33	Rp1.751.365.207
3	0,12	Rp6.180.183.360,00	Rp4.398.932.444	Rp2.196.912.515,33	Rp1.563.718.935
4	0,12	Rp6.180.183.360,00	Rp3.927.618.253	Rp2.196.912.515,33	Rp1.396.177.620
5	0,12	Rp6.180.183.360,00	Rp3.506.802.012	Rp2.196.912.515,33	Rp1.246.587.161
Total Biaya Listrik (Dalam 5 Tahun dan Investasi)			Rp22.278.177.902		Rp16.788.657.530,89
Biaya Yang Dipilih			Rp16.790.964.239	(Listrik dengan UASB)	

Keuntungan	Rp5.489.520.371,37
-------------------	--------------------

Melalui tabel 4.23 dan 4.24 dapat dilihat detail harga yang harus dikeluarkan perusahaan setiap tahunnya untuk melakukan pembayaran listrik. Pada tabel 4.24 biaya yang dikeluarkan listrik dengan UASB terdapat nilai investasi pada tahun pertamanya sebagai biaya pembuatan UASB serta terdapat biaya operasional dan maintenance setiap lima tahun untuk menjaga UASB dapat berfungsi dan beroperasi dengan baik setiap saat. Melalui tabel 4.25 dapat dilihat perbandingan nilai *Net Present Value* (NPV).

Value (NPV) dalam lima tahun dari kedua model tersebut. Penggunaan listrik PLN dengan UASB, yaitu sebesar Rp16.790.964.238,89 memiliki nilai yang lebih kecil dibandingkan listrik PLN, yaitu sebesar Rp22.278.177.902. Sehingga, proyek pembangunan UASB dapat diterima dan dilaksanakan. Melalui pembangunan tersebut, perusahaan akan menerima keuntungan sebesar IDR5.487.213.663,37 dalam periode lima tahun pertama setelah pembangunan dan pengoperasian UASB.

Energi yang dibutuhkan pabrik = 14625 kWh/hari

Energi dari biogas = 11444 kWh/hari

- Biaya yang dibutuhkan tanpa UASB
 = 14625 kWh/hari x Rp1.467,28/kWh
 = Rp21.458.970,00/hari

- Energi dari biogas
 = 1144 kWh/hari x Rp1.467,28/kWh
 = Rp16.791.552,32/hari
 = Rp402.997.255,7/bulan
 = Rp4.835.967.068/tahun

Tabel 4. 26 Perhitungan *Payback Period*

Total Investasi	Nilai Keuntungan (Per Tahun)	Payback Period (Tahun)
Rp8.869.279.577,00	Rp3.983.270.845	2,23
Waktu Pengembalian Nilai Investasi		2 Tahun 3 Bulan

Pada *Payback Period*, nilai keuntungan sebesar Rp3.983.270.845 tidak memiliki pengaruh nilai uang terhadap waktu. Sehingga dengan total investasi Rp8.869.279.577 akan mendapatkan pengembalian setelah 2 tahun 3 bulan.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Pada perencanaan ini, diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Hasil matriks perbandingan dari *Anaerobic Filter*, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) *Reactor*, dan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR), UASB reaktor memiliki lebih banyak kelebihan dibandingkan bioreaktor lainnya. Sehingga bioreaktor yang dipilih pada perencanaan ini adalah *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) reaktor.
2. Dari tujuan kedua diperoleh dua kesimpulan, yaitu:
 - a. Hasil perhitungan desain unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) direncanakan ada 2 unit UASB dengan dimensi tiap unit UASB (18 m x 9 m x 9 m) dan ruang pengendap lumpur (18 m x 9 m x 1 m) dengan persentase removal BOD dan COD masing-masing sebesar 75% dan 80%.
 - b. Rencana Anggaran Biaya unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) *Reactor* adalah sebesar Rp8.869.279.577.
3. Hasil perhitungan analisis kelayakan ekonomi dan investasi diperoleh unit *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) nilai investasinya akan kembali setelah 2 tahun 3 bulan dalam bentuk pemanfaatan biogas menjadi listrik.

5.2 Saran

Pada perencanaan ini, ada beberapa saran dari penulis, yaitu nilai investasi berlaku pada saat perencanaan dimulai (dilakukan rekalkulasi).

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR PUSTAKA

- Ahmad, A., Setiadi, T., Syafila, M., dan Liang, O.B. 2000. **Bioreaktor Berpenyekat Anaerob Untuk Pengolahan Limbah Cair Industri yang Mengandung Minyak dan Lemak**. Prosiding Seminar Nasional Rekayasa Kimia dan Proses 2000. ISSN: 1411-4216: 15-1 – 15-8.
- Badan Pusat Statistik. 2017. **Luas Tanaman Perkebunan Besar Menurut Jenis Tanaman, Indonesia, 1995 - 2015**. <https://www.bps.go.id/statictable/2009/09/08/1665/luas-areal-tanaman-perkebunan-besar-menurut-jenis-tanaman-000-ha-1995-2015-.html> [23 Maret 2018].
- Budianta, D. 2005. Potensi Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit Sebagai Sumber Hara Untuk Tanaman Perkebunan. **Jurnal Dinamika Pertanian**. Vol. 20, No. 3: 273 - 282.
- Chulhwan, P., Chunyeon, L., Sangyong K., Yu, C., Howard, C. H. (2005). **Upgrading of Anaerobic Digestion by Incoorporating Two Different Hydrolysis Process**. J Biosci Bioeng Vol. 100, No. 2: 164 - 7.
- Droste. 1997. **Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment**.
- Ewaldo, E. 2015. Analisis Ekspor Minyak Kelapa Sawit di Indonesia. **e-Jurnal Perdagangan, Industri dan Moneter**. Vol. 3, No. 1, 10 - 15.
- Espana-Gamboa, E., Mijangos-Cortes J. O., Hernandez-zarate, G., Maldonado J. A. D., and Alzate-Gaviria, L. M. 2012. **Methane Production by Treating Vinasses from Hydrous Ethanol Using a Modified UASB Reactor**. Biotechnology for Biofuels. 5:82.
- Firmansyah, Y. R., dan Razif, M. 2016. **Perbandingan Desain IPAL Anaerobic Biofilter Dengan Rotating Biological Contractor Untuk Limbah Cair Tekstil di Surabaya**. Jurnal Teknik ITS Vol. 5, No. 2: D166 – D171.
- Gerardi. 2003. **The Microbiology of Anaerobic Digesters**.

- Hamid, A., dan Razif, M. 2014. **Perbandingan Desain IPAL Proses Attached Growth Anaerobic Filter Dengan Suspended Growth Anaerobic Baffled Reactor Untuk Pusat Pertokoan di Kota Surabaya.** Jurnal Teknik POMITS Vol. 3, No. 2: D85 – D88.
- Harihastuti, N. 2016. **Pemurnian Biogas Untuk Mencapai Pipeline Quality Gas Sebagai Sumber Energi Terbarukan Yang Ramah Lingkungan.** Disertasi. Semarang: Universitas Diponegoro.
- Haryanti, A., Norsamsi, Sholiha, P. S. F., Putri, N. P. 2014. **Studi Pemanfaatan Limbah Padat Kelapa Sawit.** Jurnal Konversi Vol. 3, No. 2: 20 - 29.
- Hermanto, Susanty, A. 2015. **Produksi Biogas dari Limbah Kelapa Sawit Menggunakan Bioreaktor Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB).** Jurnal Riset Teknologi Industri. Vol. 9, No. 1: 57 - 63.
- Mahdy, A. 2014. **Pathways for Mineralization of Organic Matter to Biogas in an Anaerobic Digestion Process,** 8 Agustus 2018
<http://www.energy.imdea.org/events/2014/biogas-microalgae>
- Indriyati. 2004. **Pengaruh Waktu Tinggal Terhadap Perbandingan BOD dan COD Serta Pembentukan Gas Metan (CH₄).** Jurnal Teknik Lingkungan. Vol. 5, No. 1: 30 – 33.
- Isroi. 2008. **Energi Terbarukan dari Limbah Pabrik Kelapa Sawit.**
- Kanagaratnam J., Lai, A. L., Huan L. K., and Wood, J. B. 1987. **Application Method of Digested Palm Oil Mill Effluent in Relation to Land Characteristic and Oil Palm Crop.** Proceeding Workshop on Oil Palm By-Product Utilization, PORIM-MOPGC. Kuala Lumpur: 16 - 22.
- Kangle K. M., Kore S. V., and Kulkarni G. S. 2012. **Recent Trends in Anaerobic Codigestion.** A Review, *Universal Journal of Environmental Research and Technology*, Vol. 2: 210 - 219.

- Lettinga, G., De Man, A., van der Last, A. R. M., Wiegant, W., van Knippenberg, K., Fijns, J. and van Buuren, J. C. L. 1993. **Anaerobic Treatment of Domestic Sewage and Wastewater**. Water Sci. Technol., Vol. 27, No. 9: 67 - 73.
- Loekito, H. 2002. **Teknologi Pengelolaan Limbah Industri Kelapa Sawit**. Jurnal Teknologi Lingkungan. Vol. 3, No. 3: 242 - 250.
- Lubis, A. U. 1992. **Kelapa Sawit (*Elaeis guineensis* Jacq.) di Indonesia**. Pusat Penelitian Perkebunan Marihat-Bandar Kuala. Sumatera Utara. 435.
- Mara, A., Agustin, Y. 2017. **Daur Ulang Limbah Cair CPO Menjadi Sabun Cuci**. Jurnal Alkimia . Vol. 1, No.1: 1 - 9.
- Maulana, A. 2017. **Perencanaan Bangunan Instalasi Pengolahan Air Limbah Domestik dengan Proses Anaerobic Baffled Reactor dan Anaerobic Filter pada Hotel Bintang 5 Surabaya**. Tugas Akhir Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.
- Metcalf and Eddy. 2014. **Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery**. 5th (ed). New York: Mc Graw Hill Education.
- Nugrahini, P., Sulistiono. 2013. **Penentuan Parameter Kinetika dalam Pengolahan Limbah Cair Industri Kelapa Sawit Menggunakan 4 Reaktor *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB)**. Seminar Nasional SAINS dan Teknologi V, Lembaga Penelitian Universitas Lampung 19-20 November 2013.
- Pauss. 1990. **Liquid to Mass Transfer in Anaerobic Processes**.
- Pulungan, A. S. 2017. **Analisis Pengelolaan Limbah Cair Kelapa Sawit di Pabrik PT. X Tahun 2017**. Skripsi. Universitas Sumatera Utara. Medan.
- Rahardjo, P. N. 2017. **Evaluasi dan Perencanaan Awal Untuk Meningkatkan Efektifitas IPAL Sistem Anaerobik PKS PT. Deli Muda Perkasa**. Jurnal Teknologi Lingkungan. Vol. 18, No. 1: 19 - 28.

- Rahayu, A. S., Karsiwulan, D., Yuwono, H., Trisnawati, I., Mulyasari, S., Rahardjo, S., Hokermin, S., Paramita, V. 2015. **Handbook POME to Biogas**. Second Edition. USA: Winrock International.
- Rambe, S. M. 2016. **Evaluasi Reaktor Hidrolisis-Acidogenesis Sebagai Bioreaktor Intermediate Proses Pada Pra Pembuatan dari Limbah Cair PKS Pada Skala Pilot Plant**. Jurnal Dinamika Penelitian Industri. Vol. 27, No. 2: 94 - 102.
- Razif, M. dan Hamid, A. 2014. **Perbandingan Kinerja IPAL Anaerobic Filter Dengan Anaerobic Baffled Reactor Untuk Implementasi di Pusat Perbelanjaan Kota Surabaya**. Seminar Nasional Pascasarjana XIV. Surabaya: ITS.
- Rupani, P. F., Singh, R. P., Ibrahim, M. H., and Esa, N. 2010. **Review of Current Palm Oil Mill Effluent (POME) Treatment Methods: Vermicomposting as a Sustainable Practice**. World Applied Sciences Journal Vol. 10, No. 10: 1190 - 1201.
- Said, N.I. 2000. **Teknologi Pengolahan Air Limbah Dengan Proses Biofilm Tercelup**. Jurnal Teknologi Lingkungan. Vol. 1, No. 2: 101 - 113.
- Sarono. 2013. **Strategi Pengurangan Gas Rumah Kaca Melalui Konversi Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit menjadi Energi Listrik (Studi Kasus di Lampung)**. Disertasi. IPB. Bogor.
- Sasse. 1998. **DEWATS : Decentralized Wastewater Treatment System and Sanitation in Developing Countries**. Bremen : Borda.
- Shintawati. 2016. **Kinetika Proses Pengolahan Limbah Cair Pabrik Minyak Kelapa Sawit Dalam Bioreaktor Anaerobik Skala Pilot**. Tesis. Universitas Lampung. Lampung.
- Siregar, R. R. P. P., Mardiyanto, M. A., Razif, M. 2016. **Perbandingan DED IPAL Anaerobic Filter dengan**

Upflow Anaerobic Sludge Blanket Untuk Tempat Pelelangan Ikan (TPI) Sedati di Kabupaten Sidoarjo.
Jurnal Teknik ITS. Vol. 5, No. 2: D233 – D236.

SMARTRI. 2000. **Annual Report 2000 – Analytical Laboratory, Supporting Units Departement.**

Soetrisno, Noer. 2008. **Peranan Industri Sawit dalam Pengembangan Ekonomi Regional : Menuju Pertumbuhan Partisipatif Berkelanjutan.** Makalah Disampaikan pada Seminar Nasional Dampak Kehadiran Perkebunan Kelapa Sawit terhadap Kesejahteraan Masyarakat Sekitar di Universitas Sumatera Utara 6 Desember 2008.

Supriyanto. 2016. **Produksi Biogas Dari Campuran Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit dan Kotoran Sapi Menggunakan Bioreaktor CSTR.** Tesis. Universitas Lampung. Lampung.

Tchobanoglus, George. 2003. **Wastewater Engineering : Treatment and Disposal Reuse** 6th Ed. New York: Mc. Graw-Hill.

Van Lier, J. B., Vashi, A., Van der Lubbe, J., Heffernan, B. 2015. **Anaerobic Sewage Treatment Using UASB Reactors: Engineering and Operational Aspects.**

Waskito, D. 2011. **Analisis Pembangkit Listrik Tenaga Biogas Dengan Pemanfaatan Kotoran Sapi di Kawasan Usaha Peternakan Sapi.** Tesis. Universitas Indonesia. Salemba.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN I

BAKU MUTU AIR LIMBAH

2014, No.1815

22

LAMPIRAN III
PERATURAN MENTERI LINGKUNGAN HIDUP
REPUBLIK INDONESIA
NOMOR 5 TAHUN 2014
TENTANG
BAKU MUTU AIR LIMBAH

BAKU MUTU AIR LIMBAH BAGI USAHA DAN/ATAU KEGIATAN INDUSTRI MINYAK SAWIT

Parameter	Kadar Paling Tinggi (mg/L)	Beban Pencemaran Paling Tinggi (kg/ton)
BOD ₅	100	0,25
COD	350	0,88
TSS	250	0,63
Minyak dan Lemak	25	0,063
Nitrogen Total (sebagai N)	50	0,125
pH	6,0 - 9,0	
Debit limbah paling tinggi	2,5 m ³ per ton produk minyak sawit (CPO)	

Catatan:

1. Kadar paling tinggi untuk setiap parameter pada tabel di atas dinyatakan dalam miligram parameter per liter air limbah.
2. Beban pencemaran paling tinggi untuk setiap parameter pada tabel di atas dinyatakan dalam kg parameter per ton produk minyak sawit (CPO).
3. Nitrogen Total = Nitrogen Organik + Amonia Total + NO₃ + NO₂

MENTERI LINGKUNGAN HIDUP
REPUBLIK INDONESIA,

BALTHASAR KAMBUAYA

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN II

WASTE WATER CENTRIFUGAL PUMP

S SERIES BI-BLOCK



Characteristics

Self-priming waste water centrifugal pumps with standard IEC electric motor.

- Max. power: 55 kW
- Max. capacity: 1440 m³/hr
- Max. capacity: 24000 l/min
- Max. capacity: 1440000 l/hr
- Max. discharge head: 80 m
- Max. pressure: 6 bar
- Max. drainage: 80 mm

Downloads

 Brochure:



 Handleiding:



 Onderdelentekening:



The self-priming S-pumps are produced with a half-open impeller so that watery liquids containing of up to 80 mm can be pumped.

The Bi-block pumps are supplied with a robust bearing unit, a bell housing and a standard electric motor.

The pumps have a cleaning inspection cover, exchangeable sliding plates, a built-in non-return valve and a greased mechanical seal.

Depending on the application, the pumps are available in cast iron or stainless steel AISI 316.

The pumps are also available in explosion-proof versions compliant with ATEX.

Material

• Cast iron

• Stainless steel 316

PERFORMANCES

TYPE	PORTS DN PN16 (inches)	SOLIDS Ø mm	MOTOR kW	IMPELLER Ø mm	CAPACITY (m³/h) BY TOTAL HEAD OF											
					5m	10m	15m	20m	25m	30m	35m	40m	45m	50m	55m	
2900 min-1																
S 40	40 (1½")	20	1,1	110	20	16	7									
S 45	40 (1½")	15	2,2	172		22	18	14	10	5						
S 50	50 (2")	25	2,2	120	40	30	13									
S 60	50 (2")	17	4,0	172		42	37	30	23	14						
S 63	50 (2")	15	7,5	195						45	35	28	18			
S 68	50 (2")	25	11	220							42	37	30	24	16	
S 80	80 (3")	30	4	140	80	67	47	20								
S 83	80 (3")	20	7,5	172			80	70	57	70	20					
S 88	80 (3")	30	15	220					93	85	70	55	32			
S100	100 (4")	45	11	160		135	120	100	60							
S108	100 (4")	40	22	220					135	125	105	90	65			
1450 min-1																
S 65	50 (2")	25	2,2	220		40	28	10*								
S 85	80 (3")	40	4,0	220		80	62	20*								
S105	100 (4")	45	5,5	220		140	100	50*								
S121	100 (4")	45	11	280			178	150	100	50*						
S150	150 (6")	60	11	220		260	180	80*								
S161	150 (6")	60	18,5	280			310	230	110							
S180	150 (6")	45	30	358				320	250	160						
S201	200 (8")	57	22	280		500	400	250								
S230	200 (8")	72	45	358				630	550	440	250					
960 min-1																
S170	150 (6")	50	11	358		300	240	120								
S220	200 (8")	72	18,5	358		530	420	180								
S300	300 (12")	76	55	405		1200	1000	450								

* max. 14 m

* max. 23 m

LAMPIRAN III

SUBMERSIBLE SLUDGE PUMP

SULZER

PRODUCTS

SERVICES

APPLICATIONS

ABOUT US

Submersible sludge pump JS 12

Making your life easier

The submersible sludge pump JS 12 is excellent for pumping sludge and water mixed with solids. The pump has a slim design and low weight, which makes it easy to move and easy to handle. It can run without risk of overheating the motor or sludge clogging. 50 Hz: head max 12.5 meters, flow max 8.5 l/s. 60 Hz: head max 14 meters (46 feet), flow max 8.5 l/s (135 gpm).



Motor protection
Benefits
Dimension drawing
50 Hz
60 Hz
60 Hz US
Documents
Applications

Electric submersible pump	JS 12
---------------------------	-------

Maximum submergence	20 m
---------------------	------

Protection class	IP 68
------------------	-------

Max. temperature of pumped medium at max. power input and continuous duty	40°C
---	------

Max. media density	1,100 kg/m ³
--------------------	-------------------------

pH of the pumped medium	5-8
-------------------------	-----

Free passage	diam. 40 mm
--------------	-------------

Max number of starts	30/hour
----------------------	---------

Motor rating P ₂	0.9 kW
-----------------------------	--------

Speed	2,770 rpm
-------	-----------

Power cable	20 m type H07RN8-F
-------------	--------------------

LAMPIRAN IV

BELT FILTER PRESS



Clay filter press squeezing dewatering machine

DYQ2000WP1

Total Weight	6 T
Height	2300 MM
Model	DYQ2000WP1
Processing capacity	12-18 m ³ /h
Length	5600 MM
Width	2900 MM

Filter belt width :

2000 MM

1000 MM

1500 MM

2500 MM

3000 MM

Immediate consultation

Model

TECHNICAL PARAMETER		DYQ1000WP1	DYQ1500WP1	DYQ2000WP1	DYQ2500WP1	DYQ3000WP1
POWER(KW)	MAIN ENGINE	2.2	3	4	5.5	7.5
	WHOLE SET	10	13	15	19	22
WIDTH OF FILTER BELT(MM)		1000	1500	2000	2500	3000
PROCESSING CAPACITY(M ³ /H)		6-8	8-12	12-18	18-25	25-32
EXTERNAL DIMENSIONS	LENGTH(MM)	5600	5600	5600	5600	5600
	WIDTH(MM)	1900	2400	2900	3400	3900
	HEIGHT(MM)	2300	2300	2300	2300	2300
TOTAL WEIGHT(T)		4	5	6	7.2	8.5













“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN V
GAS HOLDER



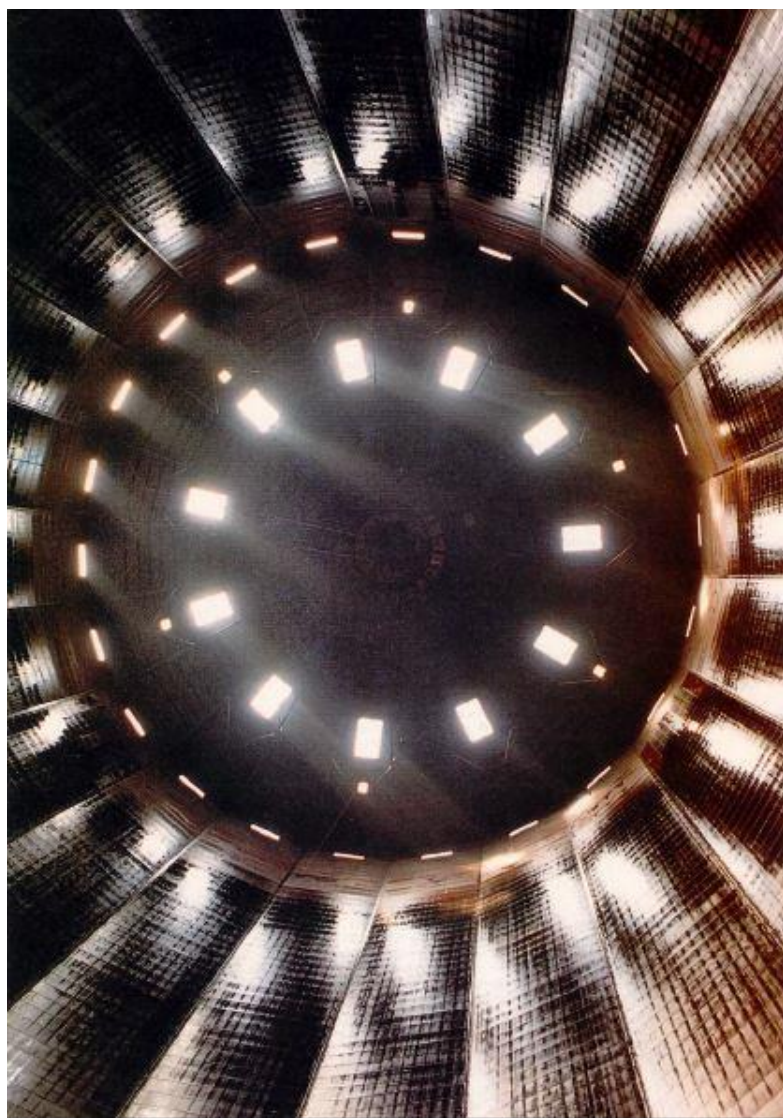
LEFFER WATERLESS GASHOLDER

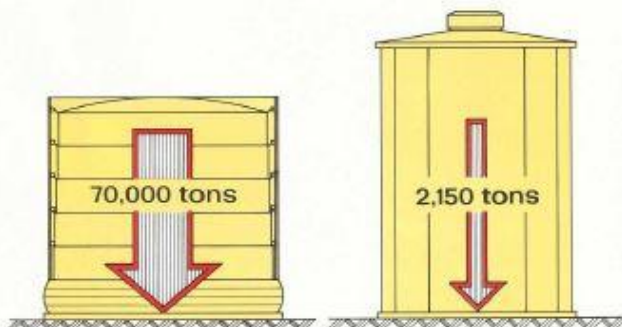
SYSTEM **M·A·N**



STAHL- UND APPARATEBAU
HANS **LEFFER** GMBH

BUDWEILER • PFÄHLERSTRASSE 1 • D-66125 SAARBRÜCKEN • RG. BOX 25 63 60 • D-66044 SAARBRÜCKEN
TELEFON +49 6807/793-0 • TELEFAX +49 6807/793330 • TELEX 4429306 lmf d





THE PROBLEM:

The MAN waterless (piston type) gasholder was developed as the result of a wide demand for a gasholder of relatively light weight which would combine large effective capacity with dependable operation and modest outlay for foundations, even under poor or erratic subsoil conditions, such as may be encountered in mining areas.

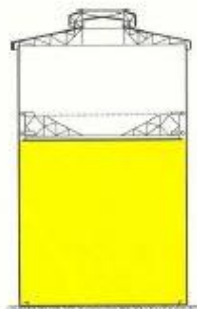
THE SOLUTION:

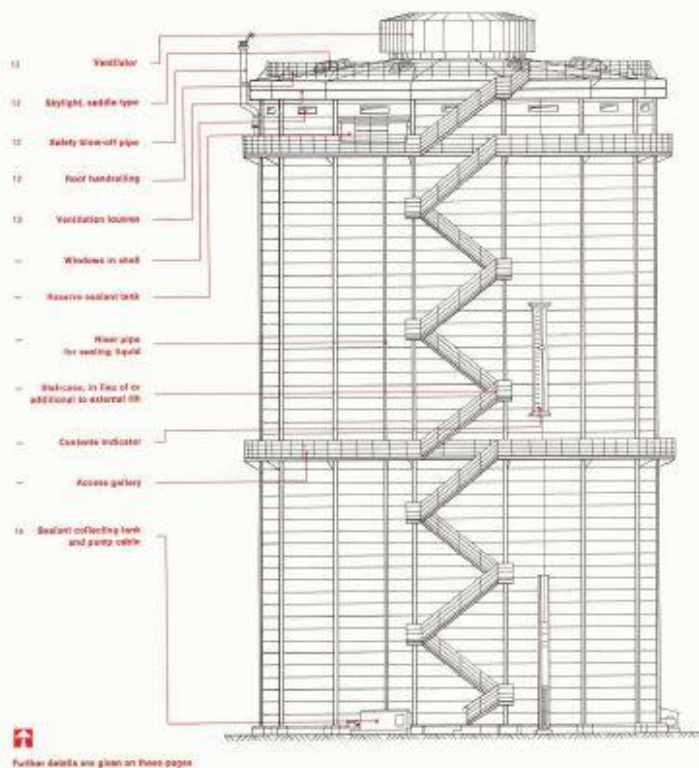
Adoption of the proved elements of telescopic gasholder construction - in particular the positive liquid seal - whilst substantially reducing the quantity of sealing fluid and the detrimental working load.

DESIGN PRINCIPLE:

In a polygonal hollow shell, stiffened at the upper end by the roof and at the lower end by the foundation, a sealing element - the piston - the position of which varies according to the content and which controls the pressure at the same time, floats on the gas.

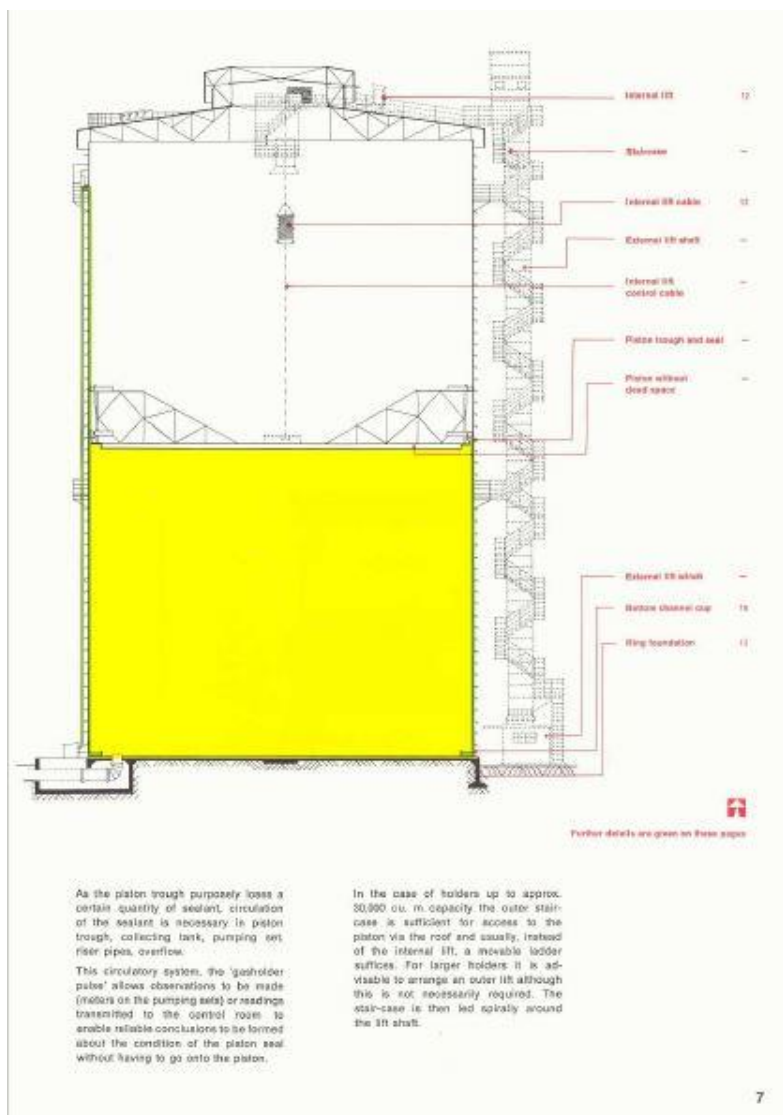
The gasproof seal between the shell and the piston is effected by an ingenious device in conjunction with a fluid sealing medium (please refer to page 9).





STRUCTURAL ELEMENTS

- BOTTOM** with bottom trough or sump and gas connections.
- SHELL** with galleries, staircases, shell windows, indicator and safety vent pipes.
- ROOF** with central ventilator, air inlets, saddle skylights and roof handrailing.
- PISTON** with piston-trough, seal, guide, rollers and tangential guides.



“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN VI

TARIF TENAGA LISTRIK



PT PLN (Persero)

Jalan Trunojoyo Blok M I/135 Kebayoran Baru – Jakarta 12160

Telepon : (021) 7261875, 7261122, 7262234

Facsimile : (021) 7221330

Website : www.pln.co.id

(021) 7251234, 7250550

PENETAPAN PENYESUAIAN TARIF TENAGA LISTRIK (TARIFF ADJUSTMENT)

BULAN APRIL - JUNI 2018

NO.	GOL. TARIF	BATAS DAYA	REGULER		PRA BAYAR (Rp/kWh)
			BIAYA BEBAN (Rp/kVA/bulan)	BIAYA PEMAKAIAN (Rp/kWh) DAN BIAYA kVAh (Rp/kVA/h)	
1.	R-1/TR	1.300 VA	*)	1.467,28	1.467,28
2.	R-1/TR	2.200 VA	*)	1.467,28	1.467,28
3.	R-2/TR	3.500 VA s.d. 5.500 VA	*)	1.467,28	1.467,28
4.	R-3/TR	6.600 VA ke atas	*)	1.467,28	1.467,28
5.	B-2/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
6.	B-3/TM	di atas 200 kVA	**))	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = $1.035,78$ kVAh = $1.114,74$ ****)	-
7.	I-3/TM	di atas 200 kVA	**))	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = $1.035,78$ kVAh = $1.114,74$ ****)	-
8.	I-4/TT	30.000 kVA ke atas	***)	Blok WBP dan Blok LWBP = $996,74$ kVAh = $996,74$ ****)	-
9.	P-1/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
10.	P-2/TM	di atas 200 kVA	**))	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = $1.035,78$ kVAh = $1.114,74$ ****)	-
11.	P-3/TR		*)	1.467,28	1.467,28
12.	L/TR, TM, TT		-	1.644,52	-

Catatan :

*) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$RM1 = 40 \text{ (Jam Nyala)} \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian}$

**) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$RM2 = 40 \text{ (Jam Nyala)} \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian LWBP}$

Jam nyala : kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung.

***) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$RM3 = 40 \text{ (Jam Nyala)} \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian WBP dan LWBP}$

Jam nyala : kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung.

****) Biaya kelebihan pemakaian daya reaktif (kVAh) dikenakan dalam hal faktor daya rata-rata setiap bulan kurang dari 0.85 (delapan puluh lima per seratus).

K : Faktor perbandingan antara harga WBP dan LWBP sesuai dengan karakteristik beban sistem tenaga listrik setempat ($1.4 \leq K \leq 2$). ditetapkan oleh Direksi Perusahaan Perseroan (Persero) PT Perusahaan Listrik Negara.

WBP : Waktu Beban Puncak.

LWBP : Luar Waktu Beban Puncak.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

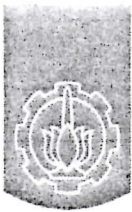
BIOGRAFI PENULIS



Julia Agatha Marbun, penulis lahir di Manado pada tanggal 17 Juli 1997 dan merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal diantaranya TK Pertiwi Tahuna pada tahun 2001, TK BNI Manado pada tahun 2002, SD Katolik Santo Yoseph Manado pada tahun 2003, SD Santa Maria RK 1 Sibolga pada tahun 2004, SD Santo Antonius 1 Medan pada tahun 2005-2006 dan 2008-2009, Curtin Primary School Perth, Western Australia pada tahun 2007, SMP Santo Thomas 1 Medan pada tahun 2009-2012, dan SMA Santo Thomas 1 Medan pada tahun 2012-2015. Penulis menempuh Pendidikan S1 Teknik Lingkungan ITS Fakultas Teknik Sipil, Lingkungan, dan Kebumihan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya yang terdaftar dengan NRP 03211540000078 melalui jalur SBMPTN.


Penulis juga aktif di berbagai organisasi kemahasiswaan, yaitu pada tahun 2016-2017 menjadi staf Departemen Kewirausahaan (KWU) Himpunan Mahasiswa Teknik Lingkungan (HMTL) dan bendahara Tim Persekutuan Doa Teknik Lingkungan (PDTL) Himpunan Mahasiswa Teknik Lingkungan (HMTL). Dilanjutkan pada tahun 2017-2018 penulis menjadi bendahara Departemen Kewirausahaan (KWU) Himpunan Mahasiswa Teknik Lingkungan (HMTL) dan penanggungjawab salah satu program kerja Tim Persekutuan Doa Teknik Lingkungan (PDTL) Himpunan Mahasiswa Teknik Lingkungan (HMTL) disertai pelatihan, seminar dan *event* yang pernah penulis ikuti. Penulis juga menimba pengalaman melalui Kerja Praktik di PT. PJB UBJ O&M PLTU Paiton di bagian *Waste Water Treatment Plant* (WWTP).

Apabila pembaca ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai Tugas Akhir serta memberikan kritik dan saran, penulis dapat dihubungi via email: juliaagathamarbun@yahoo.co.id

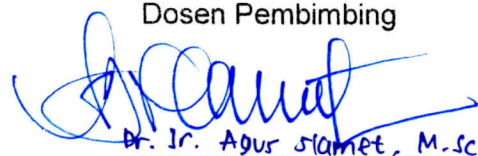


KEGIATAN ASISTENSI TUGAS AKHIR

Nama : Julia Agatha Marbun
NRP : 03211540000078
Judul Tugas Akhir : Perencanaan Instalasi pengolahan Air Limbah (IPAL) Industri Kelapa Sawit di Riau

No	Tanggal	Keterangan Kegiatan / Pembahasan	Paraf
1	1-10-18	<ul style="list-style-type: none"> • Buat desain BSE Ekspansi • Elaborasi rencana Rekonstruksi aerob: <ul style="list-style-type: none"> - motor penggerak - belah ketupat - motor desain kriteria 	AB -
2	8-10-18	Perbaiki sistem pemilihan Reaktor	AB -
3	15-10-18	<p>CS design UASB berdasarkan K_d</p> <p>Elaborasi design OLR & HRT</p>	AB -
4	29-10-18	<ul style="list-style-type: none"> - Perbaiki rumus menghitung HRT agar memenuhi kriteria desain. - Hitung alkalinitas 	AB -
5	8-11-18	• design gas holder	AB -
6	14-11-18	<p>Buatkan perencanaan gas holder & penentuan tekanan unit kompresi</p>  <p>Pompa & kompresi</p>	AB -

Surabaya, 16 November 2018
Dosen Pembimbing


Dr. Ir. Agus Siamet, M.Sc.



KEGIATAN ASISTENSI TUGAS AKHIR

Nama : Julia Agatha Marbun
NRP : 03211540000078
Judul : Perencanaan Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) Industri Kelapa sawit di Riau

No	Tanggal	Keterangan Kegiatan / Pembahasan	Paraf
7.	16-11-2018	Penyusunan Lembar 2 dan Halaman	(S)
8	3-01-2019	Finalisasi dan penyusunan dokumen	(S)

Surabaya,
Dosen Pembimbing

Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc



PROGRAM SARJANA DEPARTEMEN TEKNIK LINGKUNGAN
FAKULTAS TEKNIK SIPIL, LINGKUNGAN DAN KEBUMIHAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

Kampus ITS Sukolilo, Surabaya 60111. Telp: 031-5948886, Fax: 031-5928387

PTA-S1-TL-03

TUGAS AKHIR

Kode/SKS : RE141581 (0/6/0)

Periode: Gasal 2018/2019

No. Revisi: 02

FORMULIR TUGAS AKHIR PTA-03

Formulir Ringkasan dan Saran Dosen Pembimbing
Seminar Proposal Tugas Akhir

Hari, tanggal : Senin , 13 Agustus 2018

Nilai TOEFL 487

Pukul : 09.30 - 11.00 WIB

Ruang : TL-102

Judul : Perencanaan Bioreaktor Anaerob Air Limbah PKS di Riau

Nama : Julia Agatha Marbun

NRP. : 03211540000078

Topik : Perencanaan

Tanda Tangan

No./Hal.	Ringkasan dan Saran Dosen Pembimbing Seminar Proposal Tugas Akhir
1.	Judul dalam buku tugas. Asempurakan
2.	Belajar proses lebih baik lagi.
3.	Evaluasi Sistem Anaerob untuk be tigr
4.	Jenis awal bioreaktor, UASB, ABR, Anaerob
5.	Biopelitan
6.	Buat rencana kerja nya?
7.	Diagram skema bioreaktor
8.	Judul tugas. dan di ubahlah menjadi
9.	dan TBC & lain

Dosen Pembimbing menyerahkan formulir PTA-03 ke Sekretariat Program Sarjana

Formulir ini harus mahasiswa dibawa saat asistensi kepada Dosen Pembimbing

Formulir dikumpulkan bersama revisi buku setelah mendapat persetujuan Dosen Pembimbing

Berdasarkan hasil evaluasi Dosen Pengarah dan Dosen Pembimbing, dinyatakan :

1. Proposal Tugas Akhir diterima
2. Seminar Tugas Akhir harus diulang
3. Proposal Tugas Akhir ditolak/ganti judul

Dosen Pembimbing

Dr. Ir. Agus Slamet, MSc



KTA-S1-TL-03 TUGAS AKHIR

Kode/SKS : RE141581 (0/6/0)

Periode: Gasal 2018/2019

No. Revisi: 01

FORMULIR TUGAS AKHIR KTA-02
Formulir Ringkasan dan Saran Dosen Pembimbing
Seminar Kemajuan Tugas Akhir

Hari, tanggal : Selasa 27-Nov-18

Nilai TOEFL 487

Pukul : 10.00-11.00 WIB

Lokasi : Ruang Sidang

Judul : Perencanaan Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) Industri Kelapa Sawit di Riau.

Nama : Julia Agatha Marbun

NRP. : 03211540000078

Topik : Perencanaan

Tanda Tangan

No./Hal.	Ringkasan dan Saran Dosen Pembimbing Seminar Kemajuan Tugas Akhir
1.	Gambar Belt Press di lampirkan ✓
2.	Gambar layout di lengkapi ✓
3.	Mass Balance di detailkan ✓
4.	Diagram alir proses di detailkan lengkap ✓ dng perubahan konsentrasi
5.	Gas Holder di detailkan ✓
6.	Ditambahkan pembahasan perubahan konsentrasi dalam kolom? setelah dikurangi UAB ✓

Dosen Pembimbing akan menyerahkan formulir KTA-02 ke Sekretariat Program Sarjana

Formulir ini harus mahasiswa dibawa saat asistensi kepada Dosen Pembimbing

Formulir dikumpulkan bersama revisi buku setelah mendapat persetujuan Dosen Pembimbing

Berdasarkan hasil evaluasi Dosen Pengarah dan Dosen Pembimbing, dinyatakan mahasiswa tersebut:

1. Dapat melanjutkan ke Tahap Ujian Tugas Akhir
2. Tidak dapat melanjutkan ke Tahap Ujian Tugas Akhir

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

20/11/18
12



JURUSAN TEKNIK LINGKUNGAN
FAKULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN
Kampus ITS Sukolilo, Surabaya 60111
Telp: 031-5948886, Fax: 031-5928387

FORM FTA-04

FORMULIR PERBAIKAN LAPORAN TUGAS AKHIR

Nama Mahasiswa : JULIA AGATHA MARBUN
NRP : 03211540000078
Judul : Perencanaan Unit Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) pada
IPAL Eksisting Industri Kelapa Sawit di Riau

No	Saran Perbaikan (sesuai Form KTA-02)	Tanggapan / Perbaikan (bila perlu, sebutkan halaman)
1	Gambar belt press dilampirkan	Sudah dilampirkan di lampiran III
2	Gambar layout dilengkapi	Sudah dilengkapi
3	Mass balance dibetulkan	Sudah dibetulkan di halaman 69
4	Diagram alir proses dibetulkan lengkap dengan perubahan konsentrasi	Sudah dilengkapi di halaman 78
5	Gas holder didetailkan	Sudah didetailkan di lampiran IV
6	Ditambahkan pembahasan perubahan konsentrasi dalam kolam-kolam setelah dibangun UASB	Sudah ditambahkan halaman 77

Dosen Pembimbing,

Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

Mahasiswa Ybs, 28 Desember 2018

03211540000078



UTA-S1-TL-02 TUGAS AKHIR
Periode: Gasal 2018-2019

Kode/SKS : RE141581 (0/6/0)
No. Revisi: 01

FORMULIR TUGAS AKHIR UTA-02
Formulir Ringkasan dan Saran Dosen Pembimbing
Ujian Tugas Akhir

Hari, tanggal : Senin, 14 Januari 2019
Pukul : 09.30 - 11.30 WIB
Lokasi : TL 102
Judul : Perencanaan unit Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) pada IPAL Ekstirting Industri Kelapa sawit di Riau
Nama : Julia Agatha Marbun
NRP. : 03211540000078
Topik : Perencanaan

Nilai TOEFL 487

Tanda Tangan

No./Hal.	Ringkasan dan Saran Dosen Pembimbing Ujian Tugas Akhir
1.	Profil hidrolis belum digambar.
2.	Perhitungan dimensi reaktor diperbaiki
3.	Perhitungan CH ₄ dicek.
4.	Daftar isi, gambar, tabel direvisi
5.	Tujuan disesuaikan konsisten dengan kesimpulan
6.	Cooling pond disesuaikan dengan ukuran sesungguhnya
7.	Gambar layout dibubut des kripsi

Dosen Pembimbing akan menyerahkan formulir UTA-02 ke Sekretariat Program Sarjana
Formulir ini harus dibawa mahasiswa saat asistensi kepada Dosen Pembimbing
Formulir dikumpulkan bersama revisi buku setelah mendapat persetujuan Dosen Pembimbing

Berdasarkan hasil evaluasi Dosen Penguji dan Dosen Pembimbing, dinyatakan mahasiswa tersebut:

1. Lulus Ujian Tugas Akhir
2. harus mengulang Ujian Tugas Akhir semester berikutnya
3. Tugas Akhir dinyatakan gagal atau harus mengganti Tugas Akhir (lebih dari 2 semester)

Dosen Pembimbing

Dr. Ir. Agus Slamet, M.Sc

(^{4/1})